



Francisco Xavier da Silva Ruivo Simões

Licenciado em Ciências de Engenharia Mecânica

Um Contributo para a Monitorização de um Processo Industrial de Secagem por Atomização através de Balanços de Massa e de Energia

Dissertação para Obtenção do Grau de Mestre

em

Engenharia Mecânica

Orientador: Doutor António José Freire Mourão,

Professor Associado, FCT-UNL

Co-orientador: Eng.º Paulo Alvarenga, Diretor Fabril, Rauschert Portuguesa, lda

Júri

Presidente: Doutor João Manuel Vicente Fradinho, Professor Auxiliar, FCT-UNL

Arguentes: Doutor Daniel Cardoso Vaz, Professor Auxiliar, FCT-UNL

Eng.º Diamantino Manuel da Cunha Dias, Diretor Geral, Rauschert Portuguesa, lda.

Vogais: Doutor António José Freire Mourão, Professor Associado, FCT-UNL



FACULDADE DE
CIÊNCIAS E TECNOLOGIA
UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA

Um Contributo para a Monitorização de um Processo Industrial de Secagem por Atomização através de Balanços de Massa e de Energia

Copyright © 2020 Francisco Xavier da Silva Ruivo Simões, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objectivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.

“Live for what’s worth dying for, and leverage technology to create the world you wish to see”.

Agradecimentos

Aqui expresso o agradecimento ao meu orientador, Professor Doutor António José Freire Mourão, e ao meu co-orientador, Engenheiro Paulo Alvarenga, por aceitarem guiar-me ao longo desta missão, e pela disponibilidade e abertura que manifestaram desde o início.

Ao Engenheiro Diamantino Dias, um grande agradecimento por se ter disposto a estabelecer a ligação inicial entre a Rauschert Portuguesa, S.A. e a FCT/UNL, e por me ter aberto as portas ao mundo industrial, no qual aprendi mais do que poderia imaginar. Agradeço ainda o apoio prestado na área da Engenharia dos Materiais.

Ao Engenheiro Luís Guerra, gostaria de expressar um profundo agradecimento pela incansável disponibilidade que demonstrou, estando sempre disponível para esclarecer dúvidas e contribuindo para que a organização do trabalho de campo corresse da melhor forma possível.

Aos meus pais, um enorme agradecimento por me terem apoiado sempre que precisei. Aos meus falecidos avós, que muito me marcaram e cuja influência se manterá para sempre viva.

À minha irmã Leonor, e ao meu irmão Sérgio pelos conselhos e apoio nas horas mais exigentes. Deixo também um agradecimento sentido à minha prima Manuela Morais, que esteve disponível para me ajudar em fases críticas do meu percurso académico.

À Carolina pelo companheirismo, compreensão, carinho, e apoio ao longo desta jornada, sem ela teria sido substancialmente mais difícil chegar ao fim.

Por fim, mas não menos importante, aos meus amigos e colegas de faculdade, todos remámos no mesmo barco, por vezes contra, por vezes a favor da maré. Foram vocês que transformaram a faculdade nesta marcante experiência, um grande obrigado, terra à vista.

Resumo

Este estudo visa clarificar o dispêndio energético de gás natural no processo de secagem por atomização de uma suspensão de esteatite em meio aquoso, designada de barbotina, para a obtenção de granulado de esteatite nas instalações da Rauschert Portuguesa S.A. Sabe-se que os processos de secagem por atomização acarretam rendimentos térmicos relativamente baixos, a rondar os 30 %, e que a maior parte da potência térmica fornecida ao sistema é lançada para a atmosfera, sem que nenhum aproveitamento seja feito da mesma. O processo foi devidamente caracterizado através da monitorização e medição dos parâmetros processuais, das propriedades da barbotina de esteatite, das características de todos os equipamentos envolvidos, e dos consumos de gás e de eletricidade. Foi desenvolvido um modelo digital do processo baseado nos balanços de massa e de energia, recorrendo para o efeito ao programa Microsoft *Excel*. O modelo permite obter com algum rigor e antecipação o consumo total de gás e o tempo de operação do processo face às alterações dos principais parâmetros operacionais (e.g., a massa volúmica da barbotina, a massa volúmica dos sólidos em suspensão, a taxa de evaporação, e a quantidade de barbotina a processar). A modelação digital mostra que o rendimento térmico do processo é de 32.5 % para a taxa de evaporação nominal de 400 kg/h. A potência dissipada para a atmosfera obtida através da modelação foi de 62.9 %, indicando que existe espaço para otimização.

Palavras-chave: Secagem por Atomização, Rendimento Térmico, Barbotina de Esteatite, Balanços de Massa e de Energia, Modelo Digital.

Abstract

This study aims to clarify the amount of energy spent as natural gas in a spray drying process of steatite slurry at the Portuguese facilities of Rauschert. The Thermal Yield of Spray Drying Processes is relatively low, running around 30 %. As a result, most of the thermal power supplied to the process is wasted to the atmosphere. For the sake of both competitiveness and environment, it is mandatory for the industrial companies to walk towards the digitalization of their processes. Previous studies were done regarding digitalization of a spray drying process and consequent optimization, resulting very often in both lower costs and reduced greenhouse gas emissions. During three months, the process was monitored and the process parameters, equipment specifications, slurry properties, and energy expenses were all gathered. A digital model of the process has been presented using programming in Excel as a calculation tool. The model gives a simple description of the spray drying process using thermodynamic calculations of energy and mass balance. The results of the digital simulation using the Excel programmed model showed that the thermal yield of the process was 32.5 % as of for the maximum evaporation rate. The thermal power wasted to the atmosphere was 62.9 %, showing that is room for improvement.

Keywords: Spray Drying, Steatite Slurry, Thermal Yield, Energy and Mass Balance, Digital Model.

Índice Geral

Agradecimentos	v
Resumo	vii
Abstract	ix
Índice Geral.....	xi
Índice de Figuras	xiii
Índice de Tabelas	xvii
Nomenclatura.....	xix
1 Introdução	1
1.1 Motivação.....	1
1.2 Objetivos	1
1.3 Estrutura da Dissertação.....	2
2 Revisão Bibliográfica.....	3
2.1 Introdução	3
2.2 Aspectos Genéricos da Secagem por Atomização	3
2.2.1 <i>Princípios Fundamentais da Secagem</i>	3
2.2.2 <i>Enquadramento Histórico</i>	5
2.2.3 <i>Introdução ao Processo</i>	6
2.2.4 <i>Atomização</i>	8
2.2.5 <i>Secagem do Produto Atomizado</i>	12
2.2.6 <i>Parâmetros Processuais e a sua Influência nas Características da Nuvem de Gotas e do Granulado – Atomizadores de Pressão</i>	17
2.3 Processo Produtivo – <i>Rauschert Portuguesa, S.A.</i>	23
2.3.1 <i>Enquadramento - Matérias-Primas e Propriedades</i>	23
2.3.2 <i>Moagem e Mistura</i>	24
2.3.3 <i>Secagem por Atomização - Descrição do Processo</i>	25

3	Desenvolvimento de um Modelo Digital do Processo e os seus Pressupostos	29
	Teóricos.....	29
3.1	Introdução	29
3.2	Desenvolvimento do Modelo Digital	30
	3.2.1 <i>Princípios de Funcionamento</i>	30
	3.2.2 <i>Interface Gráfica</i>	32
3.3	Pressupostos Teóricos - Balanços de Massa e de Energia.....	35
	3.3.1 <i>Caudais Volumétricos de Barbotina e de Granulado Cerâmico</i>	35
	3.3.2 <i>Combustão</i>	36
	3.3.3 <i>Evaporação</i>	39
	3.3.4 <i>Perdas Térmicas</i>	40
	3.3.5 <i>Balanço de Massa</i>	42
	3.3.6 <i>Balanço de Energia</i>	44
4	Monitorização e Medição dos Parâmetros Processuais.....	47
4.1	Introdução	47
4.2	Condições Atmosféricas.....	47
4.3	Propriedades Físicas da Barbotina.....	48
	4.3.1 <i>Medição da Temperatura da Barbotina</i>	48
	4.3.2 <i>Medição da Viscosidade da Barbotina</i>	49
	4.3.3 <i>Medição da Massa Volúmica da Barbotina</i>	50
4.4	Características do Granulado.....	51
	4.4.1 <i>Medição da Densidade Aparente</i>	51
	4.4.2 <i>Medição da Humidade Relativa</i>	52
	4.4.3 <i>Determinação da Distribuição Granulométrica</i>	53
4.5	Produção de Granulado	54
4.6	Monitorização dos Consumos Energéticos.....	55
5	Resultados e Discussão	57
5.1	Introdução	57
5.2	Monitorização dos Parâmetros Processuais.....	57
	5.2.1 <i>Temperaturas de Operação e Condições Atmosféricas</i>	57
	5.2.2 <i>Propriedades Físicas da Barbotina e a sua Influência nas Características do Granulado</i> 59	
	5.2.3 <i>Análise dos Consumos Energéticos</i>	63
5.3	Análise do Processo segundo o Modelo Digital	67
	5.3.1 <i>Distribuição da Potência Térmica</i>	67
	5.3.2 <i>Eficiência do Processo</i>	69
	5.3.3 <i>Impacto Ambiental e Custos associados à Potência Térmica</i>	70
6	Conclusões e Propostas Futuras	73
	Referências Bibliográficas	75

Índice de Figuras

Figura 2.1: Escoamento do meio de secagem através de um produto sólido [1].	4
Figura 2.2: Princípio do aquecimento durante a secagem por condução [1].	4
Figura 2.3: Labirinto para a remoção da humidade interna durante o processo de secagem [1].	5
Figura 2.4: Representação esquemática do processo de secagem por atomização. (1) Atomização, (2) Conversão Gota-Partícula, e (3) Recolha de Partículas.[9].	7
Figura 2.5: Esquema da instabilidade de um líquido [9].	9
Figura 2.6: Representação esquemática do mecanismo de formação de gotas e ilustração do comprimento de onda ótimo, introduzido por Rayleigh [9].	10
Figura 2.7: Tipos de atomizadores, adaptado de [13].	10
Figura 2.8: Perfil da temperatura e humidade de uma partícula, em função do seu tempo de residência [1].	12
Figura 2.9: Representação esquemática do processo de secagem de uma gota [9].	13
Figura 2.10: Representação esquemática dos três tipos de configurações de câmara de secagem, adaptado de [1].	13
Figura 2.11: Leque de atomização gerado por um atomizador de pressão [18].	14
Figura 2.12: Evolução da temperatura de uma gota líquida ao longo da secagem por atomização [9].	15
Figura 2.13: Volume de controlo do processo de secagem por atomização [1].	17
Figura 2.14: Relação causa-efeito dos parâmetros de operação na eficiência e nas características do produto atomizado [8].	18
Figura 2.15: Influência da pressão de atomização da suspensão na distribuição granulométrica dos granulados obtidos (curva de frequência) [4].	19
Figura 2.16: Efeito da pressão de atomização no leque de atomização [4].	19

Figura 2.17: Influência da densidade da suspensão na distribuição granulométrica dos granulados (curva de frequência) [4].....	20
Figura 2.18: Influência da viscosidade da solução na distribuição granulométrica dos granulados (curva de frequência) [4].....	21
Figura 2.19: Eficiência térmica em função das temperaturas de entrada e saída [10]. ..	22
Figura 2.20: Sequência das etapas para a obtenção de um produto de esteatite.....	24
Figura 2.21: Esquema de um moínho de bolas, adaptado de [24].....	25
Figura 2.22: Elementos constituintes da extremidade de um atomizador de pressão, a) bico, b) caracol, c) placa, e d) cruzeta.	26
Figura 2.23: Esquema do Processo Produtivo para a obtenção de Granulado Cerâmico, valores obtidos através do modelo digital.	27
Figura 3.1: Relação entre parâmetros no modelo digital.....	30
Figura 3.2: Componentes da energia envolvida na evaporação do processo de secagem por atomização.....	31
Figura 3.3: Fluxo do cálculo simplificado no modelo digital.	31
Figura 3.4: Interface gráfica referente à formulação da barbotina, modelo digital.	32
Figura 3.5: Interface gráfica referente à evaporação, modelo digital.....	33
Figura 3.6: Interface gráfica referente à combustão, modelo digital.....	33
Figura 3.7: Interface gráfica referente aos caudais mássicos, energias e potências obtidas, modelo digital.	34
Figura 3.8: Outputs da simulação do processo (condições nominais).....	35
Figura 3.9: Representação esquemática da combustão, Tad do metano [29].....	37
Figura 3.10: Fluxos de massa horários do processo (condições nominais).....	43
Figura 3.11: Fluxos de energia horários do processo de secagem por atomização (condições nominais).....	46
Figura 4.1: Higrómetro <i>testo 608-H2</i>	48
Figura 4.2: Termómetro electrónico <i>Laserliner</i>	49
Figura 4.3: <i>LV Spindles</i> da <i>Brookfield Ametek</i> [44].	49
Figura 4.4: Viscosímetro <i>Brookfield AMETEK</i> [46].	50
Figura 4.5: Balança <i>ADAM CBC</i> e pipeta volumétrica de 100ml.	50
Figura 4.6: Copo metálico com capacidade de 100cm ³	51
Figura 4.7: Procedimento para encher o copo metálico com capacidade de 100cm ³ . ..	51
Figura 4.8: Balança <i>Snowrex</i> modelo AV-3000.....	52
Figura 4.9: Procedimento para obter a densidade aparente do granulado.....	52
Figura 4.10: Termobalança <i>COBOS PRECISION</i> , modelo IB-105.	53
Figura 4.11: Procedimento para obter a humidade relativa do granulado.....	53
Figura 4.12: Vibrador mecânico <i>RETSCH</i>	54

Figura 4.13: Curvas dos consumos energéticos de um processo de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa.	55
Figura 4.14: Consumos energéticos horários dos vinte processos monitorizados, Rauschert Portuguesa.	56
Figura 5.1: Variação das temperaturas de operação, Rauschert Portuguesa.	58
Figura 5.2: Variação da temperatura e da humidade ambiente, Rauschert Portuguesa..	59
Figura 5.3: Variação da densidade aparente e da humidade relativa do granulado cerâmico em um processo típico de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa.	60
Figura 5.4: Distribuições granulométricas para uma barbotina estabilizada, Rauschert Portuguesa.	61
Figura 5.5: Variação da massa volúmica e da viscosidade de uma barbotina não estabilizada, Rauschert Portuguesa.	62
Figura 5.6: Distribuições granulométricas para uma barbotina não estabilizada, Rauschert Portuguesa.	63
Figura 5.7: Número de ocorrências por intervalo de consumo médio de gás.	64
Figura 5.8: Sequência cronológica do consumo médio de gás (horário) dos processos acompanhados.	65
Figura 5.9: Variação da massa volúmica e da viscosidade de uma barbotina estabilizada, Rauschert Portuguesa.	65
Figura 5.10: Produção específica de granulado por utilização de gás natural e por utilização de eletricidade, Rauschert Portuguesa.	66
Figura 5.11: Entradas e saídas do processo de secagem por atomização (condições nominais), modelo digital.	67
Figura 5.12: Potência térmica envolvida na evaporação, Modelo Digital.....	68
Figura 5.13: Potência térmica dispendida no processo (condições nominais), Modelo Digital.	68
Figura 5.14: Comparação entre a produção específica de granulado obtida pelo modelo digital e a produção específica obtida no processo real.....	69
Figura 5.15: Comparação entre o custo específico da potência térmica entre o processo real e o modelo digital.	71
Figura 5.16: Comparação entre as emissões específicas de dióxido de carbono do processo real e do modelo digital.	72

Índice de Tabelas

Tabela 2.1:Área da superfície esférica das gotas, adaptado de [10].	9
Tabela 2.2: Atomizadores convencionais utilizados na secagem por atomização, adaptado de [8].	11
Tabela 2.3: Tempos de residência na câmara de secagem para vários tipos de produto, adaptado de [10].	15
Tabela 2.4: Consumo de calor por teor de sólidos, adaptado de [10].	22
Tabela 2.5: Composição do talco, adaptado de [21].	23
Tabela 3.1: Composição típica de um gás natural, adaptado de [28] [29].	36
Tabela 3.2: Massa e volume molar dos compostos químicos presentes na reação da combustão de 1mol de metano.	37
Tabela 3.3: Calor específico a pressão constante e temperatura dos compostos químicos presentes na combustão, adaptado de [31] [32] [33][34].	38
Tabela 3.4:Calor específico a pressão constante e calor específico latente de vaporização, adaptado de [32] [35] [36] [37].	39
Tabela 3.5: Calor específico a pressão constante do nitrogénio, adaptado de [33].	40
Tabela 3.6: Valores de condutividade térmica para as temperaturas de entrada e de saída do sistema, adaptado de [38].	41
Tabela 3.7: Ilustração das zonas consideradas para o cálculo das perdas de calor por condução e o seu respetivo valor.	41
Tabela 3.8: Balanço de massa do processo de secagem por atomização (condições nominais).	42
Tabela 3.9: Massa Volúmica dos gases de exaustão, adaptado de [39] [40] [41] [42].	44
Tabela 3.10:Propriedades físicas e químicas dos elementos constituintes do balanço, adaptado de [32] [37] [36] [31] [33] [34].	45

Tabela 3.11: Balanço de energia do processo de secagem por atomização (condições nominais), cálculos detalhados nos anexos.	45
Tabela 4.1: Especificações técnicas do higrómetro <i>testo 608-H2</i>	48
Tabela 5.1: Propriedades relevantes de uma barbotina estabilizada e parâmetros processuais de um processo de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa. .	61
Tabela 5.2: Propriedades relevantes de uma barbotina não estabilizada e parâmetros processuais de um processo de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa. .	62
Tabela 5.3: Preço do Gás Natural para Utilizadores Industriais 2019, adaptado de [47].	70

Nomenclatura

C_p	Calor Específico a Pressão Constante (kJ/kgK)
$C_{p, \text{ vap}}$	Calor Específico Latente de Vaporização (kJ/kg)
D_d	Diâmetro de Gota (μm)
E	Energia (kJ)
FO	Fator de Oxidação para a Combustão de Gás Natural
FE	Fator de Emissão Específico do Gás Natural (kg CO ₂ /GJ)
GEE	Gases de Efeito de Estufa
m_{ap}	Massa de Ar Primário (kg)
m_{as}	Massa de Ar Secundário (kg)
PCI	Poder Calorífico Inferior (kJ/mol)
PCS	Poder Calorífico Superior (kJ/mol)
P_T	Potência Térmica (kJ/h)
Q_M	Caudal Mássico (kg/h)
T_{ad}	Temperatura de Chama Adiabática (°C)
T_i	Temperatura Inicial (°C)
T_f	Temperatura Final (°C)
V	Volume (m ³)

K	Condutividade Térmica (W/mK)
ν	Viscosidade Dinâmica (mPa*s)
λ_{opt}	Comprimento de Onda Ótimo (m)
μ	Valor Médio
ρ	Massa volúmica (kg/m ³)
σ	Desvio Padrão

1 Introdução

1.1 Motivação

O século XXI marca um ponto histórico no panorama da indústria mundial, a crescente competitividade entre empresas e a necessidade legal de agir segundo as diretivas que contemplam as alterações climáticas, provocam uma tempestade perfeita que impulsiona a inovação. Depois de três revoluções industriais, fala-se agora de uma quarta, que visa a implementação de sistemas inteligentes e autónomos na indústria. Urge a necessidade de ultrapassar os métodos antigos, de caminhar na direção da digitalização dos processos industriais de forma a tirar o máximo rendimento dos mesmos e diminuir a intervenção humana.

1.2 Objetivos

Esta dissertação tem como objetivo principal identificar e quantificar o dispêndio de energia térmica no processo de secagem por atomização cujo objetivo é a obtenção de granulado de um material cerâmico designado esteatite.

Para tal, procedeu-se primeiramente à monitorização dos parâmetros processuais e dos consumos energéticos do processo de secagem por atomização (e.g. consumo de gás natural e consumo de eletricidade). A instrumentação do processo revelou-se insuficiente para tirar conclusões claras sobre a distribuição da potência térmica envolvida no processo, apesar de ser suficiente para fazer uma breve análise da eficiência do processo.

A necessidade de produzir uma análise fidedigna acerca dos tópicos mencionados impulsionou o desenvolvimento de um modelo digital do processo.

1.3 Estrutura da Dissertação

O capítulo 1 representa uma breve introdução desta dissertação, referindo o que motivou a desenvolver o tema, e a estrutura do documento.

No capítulo 2 encontra-se a revisão bibliográfica dos tópicos cujo estudo foi essencial para o desenvolvimento deste trabalho. Começou-se por fazer uma breve introdução ao que é um processo de secagem, explicando as origens e particularidades do processo de secagem por atomização, e a interação entre os parâmetros processuais e as características do produto atomizado e do produto seco obtido. Por fim, foi abordado o processo produtivo para a obtenção do granulado de esteatite, com especial detalhe no processo de secagem por atomização, adotado pela *Rauschert Portuguesa, S.A.*

O capítulo 3 contém todos os passos seguidos para a obtenção do modelo digital do processo, que permite realizar simulações de grande utilidade para conhecer a interação entre parâmetros do processo, bem como os gastos energéticos associados ao mesmo.

No capítulo 4 é descrito o procedimento experimental adotado para a medição e obtenção das variáveis relevantes para o processo.

No capítulo 5 são discutidos os resultados mais conclusivos resultantes do trabalho desenvolvido. Este capítulo encontra-se dividido em duas secções, para além da introdução, a monitorização dos parâmetros processuais e a análise do processo segundo o modelo digital.

Por fim, o capítulo 6 relata as principais conclusões tiradas deste trabalho e sugere algumas intervenções com vista a uma melhoria nos pontos-chave identificados.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Introdução

Este capítulo apresenta o estado de arte referente ao processo de secagem por atomização. São explicadas as características genéricas do processo, particularidades dos tipos de atomizadores convencionais e interação entre variáveis do processo e características do produto seco. O processo de secagem por atomização que constitui o tema da dissertação é detalhadamente explicado. De referir ainda que a literatura da secagem por atomização referente aos produtos cerâmicos é escassa comparativamente à existente para as indústrias alimentar e química, razão pela qual serão repetidamente ilustrados gráficos e figuras retirados de estudos levados a cabo nestas indústrias.

2.2 Aspetos Genéricos da Secagem por Atomização

2.2.1 Princípios Fundamentais da Secagem

A secagem consiste na transferência simultânea de massa e de energia. Citando *Anandharamakrishnan* [1], “a transição de fase de qualquer componente está associada à evolução do calor latente. Em qualquer processo que envolva transferência de massa de uma fase para outra, a taxa de transferência de calor é o fator limitativo da taxa a que a massa é transferida”. A transferência de calor pode-se dar por três mecanismos distintos, condução, convecção, e radiação [1].

Entende-se por secagem o processo de remoção térmica de substâncias voláteis de um sólido. Quando um sólido húmido é sujeito a secagem térmica, ocorrem dois processos em simultâneo [2]:

- a) Transferência de energia (sob forma de calor) da periferia do sólido para evaporar a humidade superficial do mesmo.
- b) Transferência da água interna para a superfície do sólido e a sua evaporação pelo processo a).

Naturalmente, o tempo de secagem é ditado pela velocidade a que estes dois processos ocorrem. No processo a), a remoção de água sob a forma de vapor da superfície do material depende das condições exteriores de temperatura, humidade e regime de escoamento do ar, área de superfície de contacto e pressão. A remoção de água na periferia do sólido ocorre normalmente por convecção (ver Figura 2.1).

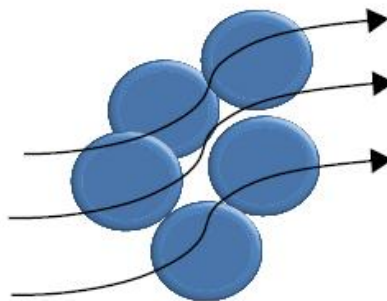


Figura 2.1: Escoamento do meio de secagem através de um produto sólido [1].

Relativamente ao processo b), a transferência de água do interior do sólido para a superfície é uma função da natureza física do sólido, bem como da temperatura e do teor de humidade do mesmo. Na figura 2.2 é ilustrado o aquecimento durante a secagem por condução.

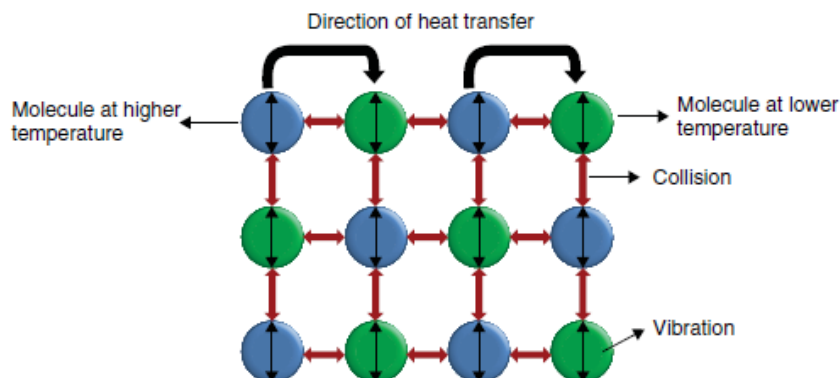


Figura 2.2: Princípio do aquecimento durante a secagem por condução [1].

Na Figura 2.3 é ilustrada a microestrutura interna de um produto alimentar. As setas a traço interrompido vermelho representam um labirinto pelo qual a água deve escoar em direção à periferia.

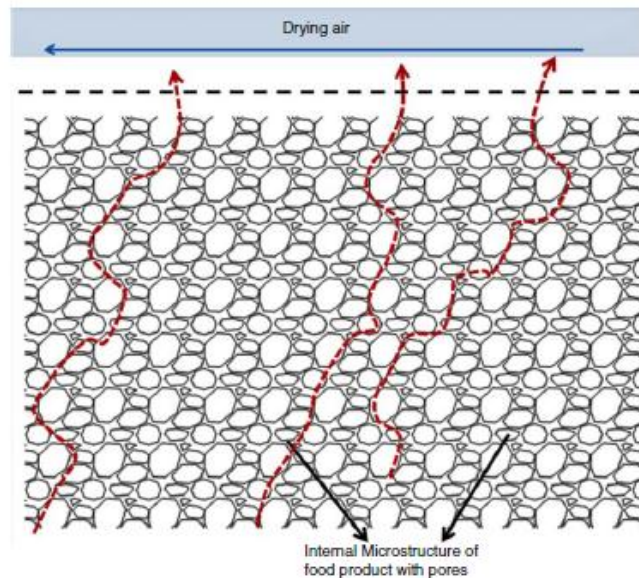


Figura 2.3: Labirinto para a remoção da humidade interna durante o processo de secagem [1].

A energia necessária para evaporar uma mol de água designa-se por entalpia de vaporização da água (ou calor específico latente de vaporização), ou seja, a energia requerida para promover a mudança de estado físico $C_{p,vap} = 44 \text{ kJ/mol}$. Convertendo este valor para kJ/kg, vem que $C_{p,vap} \sim 2444 \text{ kJ/kg}$.

2.2.2 Enquadramento Histórico

O processo de secagem tem sido usado durante milhares de anos para a redução de peso no transporte de matérias-primas e para aumentar a capacidade de reserva dos mais variados materiais. Foram desenvolvidos inúmeros processos de secagem na sequência da revolução industrial com o objetivo de melhorar a qualidade e uniformidade dos produtos. Relativamente ao processo de secagem por atomização, foram desenvolvidas técnicas e equipamentos durante várias décadas desde os anos 1870 até ao início do século XX [3]. Os primeiros atomizadores utilizavam a tecnologia de bico de pressão para atomizar o material, sendo que décadas mais tarde foram introduzidos atomizadores de atomização rotativa. O leite em pó foi o primeiro produto de larga aplicação comercial da tecnologia. O processo industrial de atomização foi usado

exaustivamente durante a 2ª Guerra Mundial, dada a necessidade de reduzir o peso no transporte de alimentos e outros materiais [3].

A atomização aplicada ao fabrico de produtos cerâmicos surgiu em meados da década de 1950. No início do século XXI, o volume total europeu de pavimentos e revestimentos cerâmicos elétricos obtidos através da prensagem de pós atomizados já era superior a 50 % [4].

No panorama da indústria cerâmica em Portugal, o grupo Adelino Duarte da Mota (fundado em 1950) veio, em 1998, revolucionar o fornecimento de matérias-primas com a construção da primeira unidade industrial especializada no fabrico de pó cerâmico atomizado [5] [6]. Anteriormente, a preparação dos pós cerâmicos era realizado nas instalações de cada fábrica, limitando a sua capacidade de se especializarem nos processos a jusante da secagem por atomização [5].

2.2.3 Introdução ao Processo

A secagem por atomização consiste na transformação de uma suspensão aquosa de partículas sólidas em partículas secas, a partir da atomização da suspensão no interior de uma câmara aquecida.

O processo de secagem por atomização é utilizado em variadas indústrias, nomeadamente, das resinas, dos detergentes, dos pesticidas, dos corantes, dos fertilizantes, de produtos alimentares (e.g., o leite em pó, café solúvel, extratos de plantas, etc), dos produtos farmacêuticos, e da cerâmica [7].

Segundo Santos *et al.* [8], este processo pode ser dividido em três fases principais (atomização, conversão gota-partícula e recolha de partículas).

No entanto, Patel *et al.* [3] divide o processo nas seguintes cinco etapas:

- I. Preparação da suspensão: o produto a atomizar é preparado antes de ser introduzido no atomizador.
- II. Atomização: cria as condições ideais para a evaporação de forma a o produto obter as características desejadas.
- III. Contacto gota - ar: o líquido atomizado entra em contacto com gases a alta temperatura, provocando uma evaporação de cerca de 95 % da água presente nas gotas em poucos segundos.
- IV. Secagem da gota: a evaporação ocorre em duas fases – 1) ainda existe humidade suficiente na gota para substituir o líquido evaporado à sua superfície, sendo que a evaporação ocorre a um ritmo constante, e 2) começa quando já não existe humidade suficiente para manter as condições de saturação à superfície da gota, provocando o surgimento de uma capa de revestimento à sua superfície. A evaporação passa a depender da difusão da humidade na capa de revestimento, sendo que esta capa vai aumentando em espessura.

V. Separação: ciclones, filtros de mangas e precipitadores eletrostáticos podem ser usados para esta etapa final. Wet Scrubbers são utilizados com frequência para purificar e arrefecer o ar para que este possa ser lançado para a atmosfera.

Um esquema representativo do processo é ilustrado na Figura 2.4. Como se pode observar, uma suspensão é bombeada para um atomizador, desintegrando a suspensão líquida em pequenas gotas. Essas gotas são injetadas numa câmara que contém um meio de secagem gasoso a alta temperatura e que fornece a potência térmica necessária para a evaporação, resultando na formação de partículas secas. Seguidamente, e com recurso a um aparelho de recolha de partículas (ciclone, no caso ilustrado), as partículas são separadas do meio gasoso em que se formaram, sendo armazenadas num depósito.

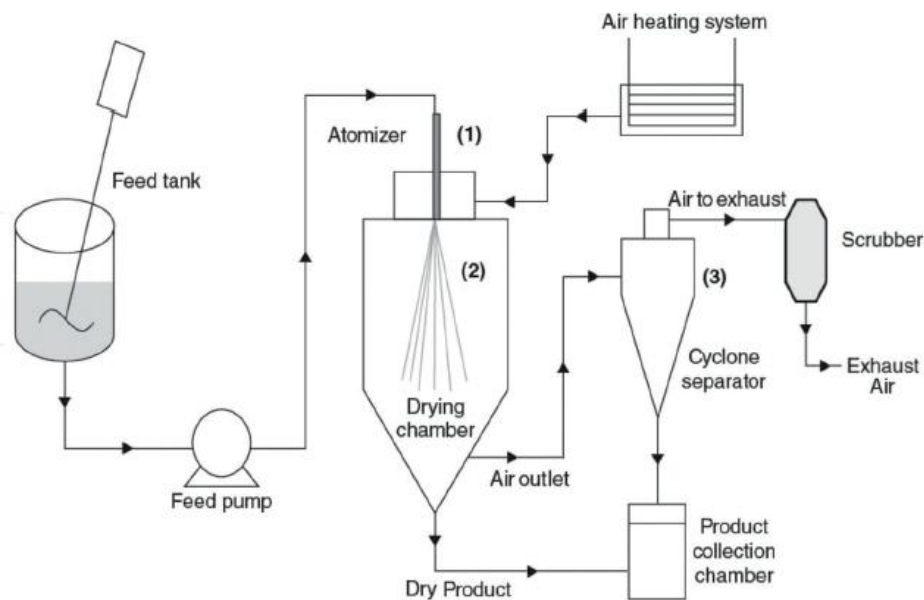


Figura 2.4: Representação esquemática do processo de secagem por atomização. (1) Atomização, (2) Conversão Gota-Partícula, e (3) Recolha de Partículas.[9].

Segundo Mujumdar *et al* [10], o processo de secagem por atomização reúne as seguintes vantagens:

1. Controlo mais eficiente das propriedades e qualidade do produto.
2. Secagem de produtos sensíveis à temperatura a pressão atmosférica e temperaturas baixas.
3. Produção elevada em regime contínuo, com recurso a equipamento relativamente simples.

4. O produto encontra-se desidratado quando entra em contacto com as superfícies do equipamento, reduzindo os problemas referentes à corrosão e simplificando a seleção de materiais de construção.
5. A secagem por atomização origina partículas esféricas relativamente uniformes com aproximadamente a mesma proporção de compostos não voláteis que na solução a atomizar.
6. Tendo em conta a variação da temperatura do gás de combustão $T \in [150; 600] \text{ }^{\circ}\text{C}$, a eficiência do processo pode ser comparada com outros tipos de secadores diretos.

Entre as desvantagens referentes ao processo, são referidas as seguintes [10]:

1. Dificuldade no processamento de produtos que requerem uma elevada densidade aparente.
2. Falta de adaptação para o processamento de produtos com características diferentes daquelas para as quais o equipamento foi desenvolvido.
3. As taxas de evaporação requeridas para um determinado volume de produção são superiores às de outros tipos de secadores. O produto a secar tem de ser bombeado.
4. Elevado custo inicial de instalação comparativamente a outros tipos de secadores contínuos.
5. Custos adicionais provenientes da necessidade de fazer a recolha de partículas.

Além das acima mencionadas, é um processo de baixa eficiência energética, e consequentemente, de elevado custo de operação.

2.2.4 Atomização

O princípio que governa a atomização é o fenómeno da atomização do líquido [9], que será mais tarde explicado. Na Figura 2.5 é ilustrada esquematicamente a instabilidade do líquido à saída de um atomizador.

A atomização é a etapa mais importante do processo de secagem por atomização [10] [8] [3], consistindo na projeção de pequenas gotas de uma suspensão ou solução líquida, no interior de uma câmara aquecida [11].

O atomizador deve garantir que são cumpridas as funções de seguida descritas [3]:

- I. Dispersar o material em pequenas gotículas para que estas estejam bem distribuídas no interior do secador e misturadas com o meio de secagem.

- II. O tamanho das gotículas não deve ser demasiado grande ao ponto de impossibilitar a total secagem das mesmas, no entanto, não podem ser demasiado pequenas, o que provocaria o seu sobreaquecimento.
- III. Controlar a taxa de alimentação a que o material é atomizado no interior do secador.

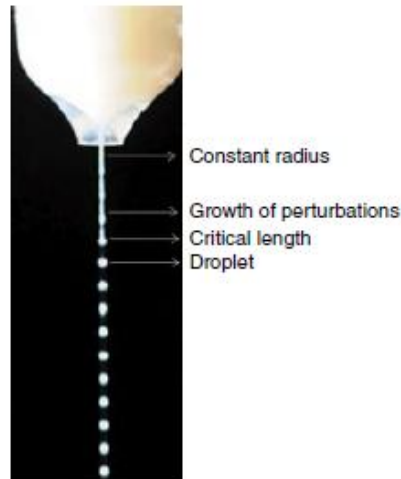


Figura 2.5: Esquema da instabilidade de um líquido [9].

A atomização permite obter um número de gotas elevado, o que resulta num aumento da área da superfície de contacto entre gotas e meio de secagem (ver Tabela 2.1) e favorece os fenómenos de transferência de massa e de calor [12] [8].

Tabela 2.1: Área da superfície esférica das gotas, adaptado de [10].

Área da Superfície de Gota vs Tamanho de Gota				
Volume Total (m ³)	Diâmetro das Gotas	Número de Gotas	Área da Superfície por Gota	Área Total da Superfície das Gotas (m ²)
1	1.234 m	1	3.14 m ²	3.14
1	1 cm	1.986 * 10 ⁶	3.14 cm ²	623.6
1	1 mm	1.986 * 10 ⁹	3.14 mm ²	6.236
1	100 µm	1.986 * 10 ¹²	31.4 µm ²	62.36
1	1 µm	1.986 * 10 ¹⁵	3.14 µm ²	6236

Em 1873, *Joseph Plateau* descobriu que um jato de líquido de raio constante em queda por acção da força da gravidade denotava um aumento progressivo no seu comprimento [9].

Quando é atingido um valor crítico, o jato é desintegrado em pequenas gotas devido à diminuição da tensão superficial [8]. Posteriormente, *Rayleigh* confirmou o trabalho de *Plateau* revelando a existência de ondas de perturbação no jato que aumentam ao longo do tempo, e chegou ao valor crítico ($\lambda_{opt} = 4.51d$) para o qual se dá a desintegração [9].

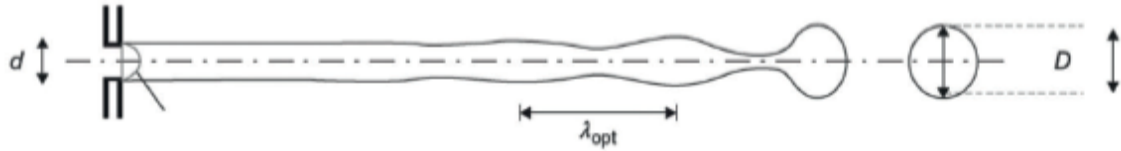


Figura 2.6: Representação esquemática do mecanismo de formação de gotas e ilustração do comprimento de onda ótimo, introduzido por Rayleigh [9].

A atomização pode ser realizada por intermédio de diversos tipos de atomizadores, que recorrem a diferentes fontes de energia (ver Figura 2.7). A seleção do atomizador a utilizar depende das características desejadas do produto, forma, estrutura, e tamanho, bem como da solução a atomizar [8]. Na Tabela 2.2 são descritas as características dos tipos de atomizadores mais utilizados no processo de secagem por atomização, são também descritos os tamanhos de grão obtidos segundo a literatura, e as vantagens e desvantagens inerentes aos diversos tipos de atomizadores.

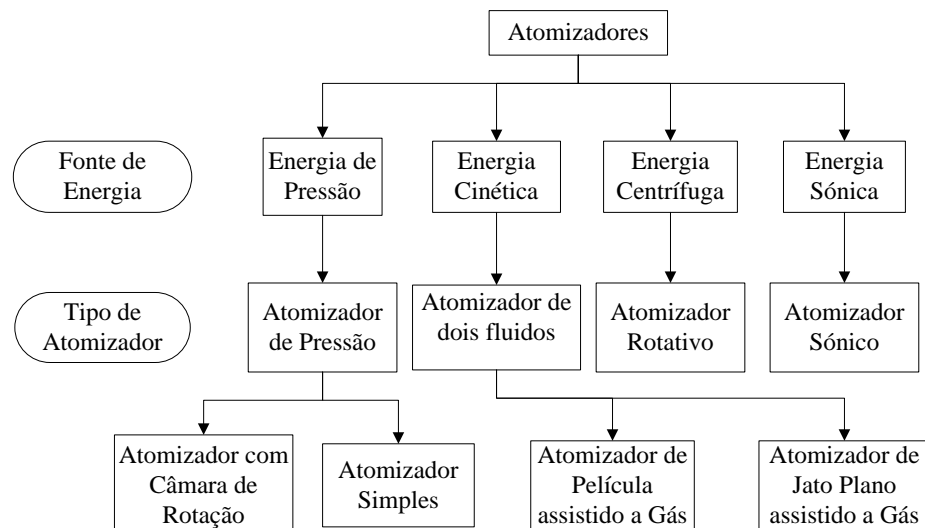


Figura 2.7: Tipos de atomizadores, adaptado de [13].

Tabela 2.2: Atomizadores convencionais utilizados na secagem por atomização, adaptado de [8].

	Atomizador Rotativo	Atomizador de Pressão	Atomizador Pneumático
Energia de atomização	Centrífuga	Pressão	Cinética
Parâmetros de atomização	Velocidade do disco 10000-30000 (rpm)	Pressão (17-689) bar	Pressão (17-689) bar
Tipo de <i>spray</i>	Fino, médio, grosseiro.	Grosseiro, pouco homogéneo.	Pouco grosseiro, baixa homogeneidade.
Tamanho de grão	30-120 μm [9] 10-200 μm [14]	120-250 μm [9] 30-350 μm [14] 20-600 μm [3]	30-150 μm [9] 5-100 μm [14] 10-200 μm [3]
Relação entre D_d e propriedades da solução	$D_d \propto Q$ $D_d \propto \mu$	$D_d \propto Q$ $D_d \propto \mu$	$D_d \propto Q$ $D_d \propto \mu$
Relação entre D_d e a atomização	D_d inversamente proporcional à velocidade e diâmetro do disco.	D_d inversamente proporcional à pressão de atomização.	D_d inversamente proporcional à pressão de atomização.
Vantagens	Suporta caudais elevados sem entupir; forma partículas de tamanho uniforme; baixa pressão de operação; elevada eficiência.	Baixo custo; forma partículas de elevada densidade; permite o uso de câmaras de secagem mais estreitas.	Melhor controlo no tamanho de grão do que no atomizador de pressão; útil para soluções de elevada viscosidade; ideal à escala laboratorial uma vez que requer câmaras de secagem estreitas; boa eficiência.
Desvantagens	Alto custo; Inapropriado a soluções viscosas; Impossibilidade de usar em câmaras de secagem pequenas e horizontais.	Inapropriado a soluções de elevada viscosidade; Baixa homogeneidade e spray grosseiro para caudais elevados.	Elevados custos de operação relacionados com a necessidade do uso de quantidades elevadas de gás de atomização; produção de partículas com bastante ar obstruído; turbulência a jusante.

2.2.5 Secagem do Produto Atomizado

2.2.5.1 Interação entre Gota e Meio de Secagem - Evaporação da Humidade

A interação entre as gotas da suspensão atomizada e o ar de secagem começa imediatamente a seguir à atomização. Nesta etapa, os parâmetros principais são a temperatura de entrada, a temperatura de saída, e o caudal da suspensão atomizada. A temperatura de saída é influenciada pela temperatura de entrada, bem como pelo caudal de suspensão atomizado.

É sabido que o aumento na temperatura de entrada e diminuição do caudal de suspensão a atomizar provoca um aumento na temperatura de saída do meio de secagem.

A evaporação da humidade durante o processo pode ser observada por duas etapas, taxa de evaporação constante, e taxa de evaporação decrescente [9] (ver Figura 2.8). Durante o período a taxa de evaporação constante, o calor latente de vaporização retirado ao meio de secagem é usado para evaporar a água da superfície da gota. A energia necessária para estimular esta transferência simultânea de calor e massa vem do gradiente da concentração de humidade e da diferença da pressão de vapor e temperatura entre o interior e o exterior da gota [15].

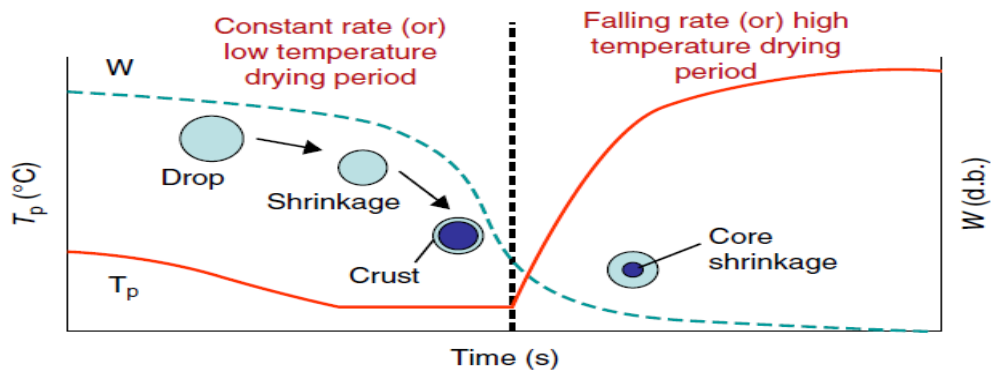


Figura 2.8: Perfil da temperatura e humidade de uma partícula, em função do seu tempo de residência [1].

O início da fase a taxa de evaporação decrescente é marcado pela redução do teor de humidade abaixo do limite para o qual se mantêm as condições de saturação à superfície da gota. O soluto, dissolvido da solução saturada, forma uma crosta sólida (ver Figura 2.9), iniciando-se a fase de transformação de gota para partícula.

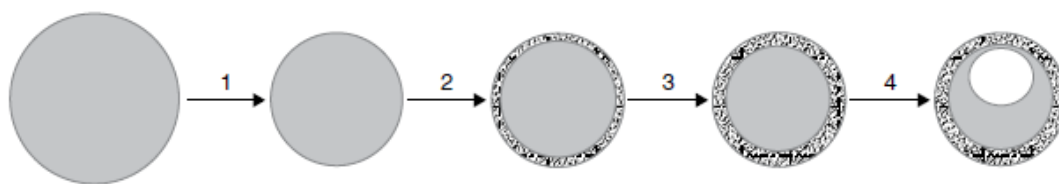


Figura 2.9: Representação esquemática do processo de secagem de uma gota [9].

A crosta sólida continua a evoluir radialmente, o que dificulta a difusão do vapor de água proveniente do interior da gota. Em consequência do alastramento da crosta sólida, a taxa de evaporação decresce, provocando um aumento da temperatura da partícula [16] [17], a atomização passa de um processo de baixa para alta temperatura.

Existem três configurações distintas no que respeita ao modo como o meio de secagem entra em contacto com a nuvem de gotas, como ilustrado na Figura 2.10.

A configuração da câmara de secagem depende maioritariamente da sensibilidade térmica do produto a atomizar e do tempo de residência necessário para uma partícula atingir as especificações requeridas. No caso de produtos susceptíveis de se degradarem termicamente, o tempo de residência deve ser o menor possível, sendo a configuração em co-corrente a mais apropriada. A configuração mista é frequentemente utilizada quando as dimensões da câmara de secagem são limitadas e se pretende uma distribuição granulométrica heterogênea. É a configuração mais económica, e frequentemente utilizada com atomizadores de pressão, quando o produto a atomizar suporta exposição a elevadas temperaturas na forma seca.

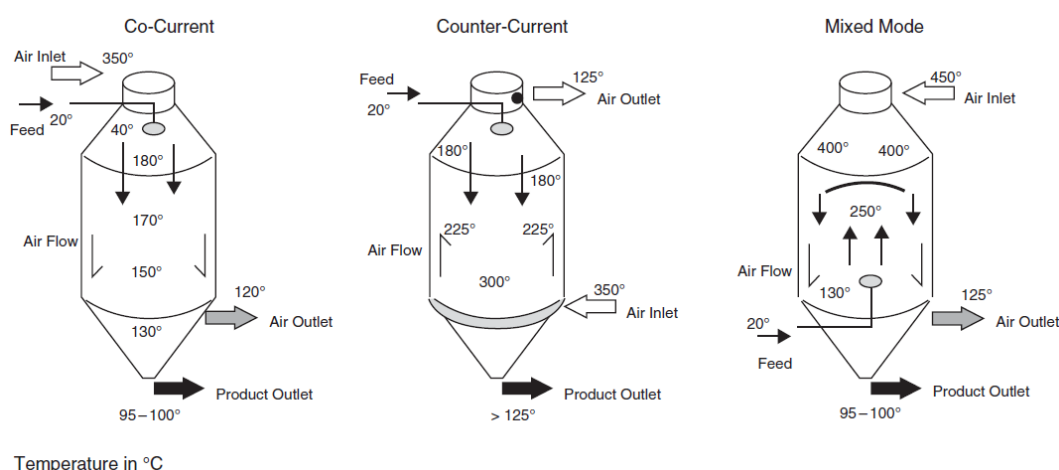


Figura 2.10: Representação esquemática dos três tipos de configurações de câmara de secagem, adaptado de [1].

2.2.5.2 Interação entre Gota e Meio de Secagem - Transferência de Massa e Energia

Citando *Anandharamakrishnan* [9] “Um parâmetro de grande importância é o ângulo do leque de atomização (ver Figura 2.11), que é medido a partir do orifício do atomizador e está relacionado com a velocidade tangencial do líquido no interior do atomizador. A velocidade tangencial do líquido corresponde à velocidade a que o fluido gira no interior do atomizador antes de ser dividido em gotas finas e atomizado para a câmara de secagem. A ampliação do ângulo de atomização aumenta a velocidade a que o tamanho de gota é reduzido”.

Em última análise, o ângulo do leque de atomização está relacionado com a configuração da câmara de secagem. Tipicamente, um ângulo de leque superior é utilizado na configuração em co-corrente, ao passo que um ângulo de leque mais estreito é utilizado na configuração em contra-corrente.



Figura 2.11: Leque de atomização gerado por um atomizador de pressão [18].

Outros parâmetros relevantes nesta etapa são o caudal de ar de secagem, a humidade do ar, a temperatura de entrada e saída do meio de secagem, a temperatura de transição cristalino (*glass transition temperature*), e o tempo de residência das partículas na câmara de secagem (ver Tabela 2.4).

Tabela 2.3: Tempos de residência na câmara de secagem para vários tipos de produto, adaptado de [10].

Tempo de residência	Recomendado para
Curto (10 - 20) s	Produtos secos finos e não sensíveis ao calor; remoção da humidade superficial; não higroscópicos
Médio (20 – 35) s	Produtos atomizados finos a grosseiros ($\bar{d} = 180 \mu m$); secagem até baixos níveis de humidade final
Elevado (> 35 s)	Produto seco grosseiro (200-300 μm); baixa humidade final; baixa temperatura de operação para produtos sensíveis à temperatura

A transferência de calor entre o meio de secagem e gota ocorre em três etapas (ver Figura 2.12).

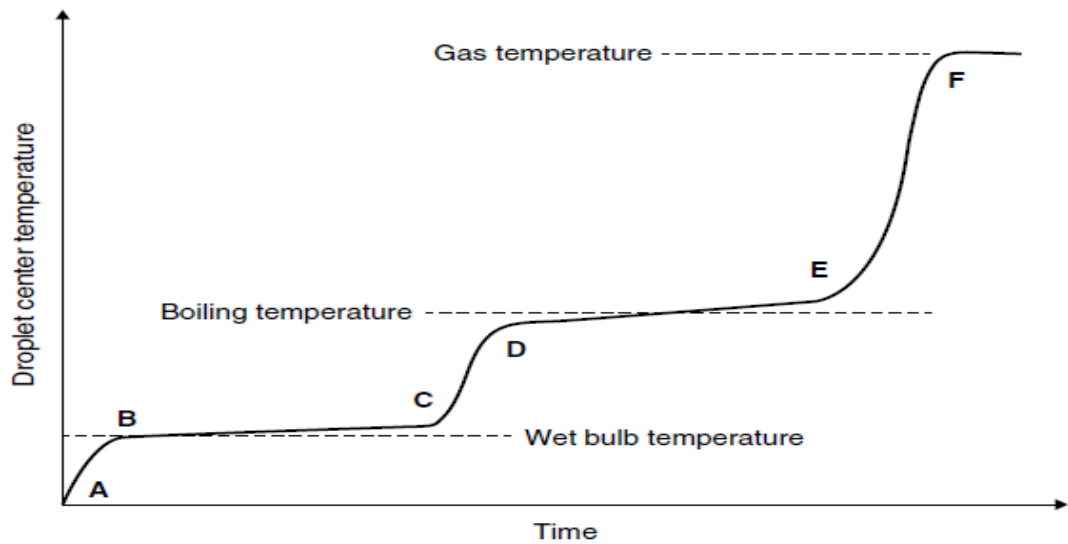


Figura 2.12: Evolução da temperatura de uma gota líquida ao longo da secagem por atomização [9].

Na primeira etapa, a temperatura da gota (T_D) é inferior à temperatura de vaporização (T_{vap}) ($T_D < T_{vap}$). Nesta etapa o calor fornecido à gota apenas serve para a aquecer, não ocorrendo evaporação. A transferência de calor durante esta etapa ocorre de acordo com a seguinte relação:

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_g - T_p) \quad (1)$$

As variáveis têm o seguinte significado:

m_p é a massa da gota (kg)

C_p é a capacidade calorífica da gota (J/kgK)

T_p é a temperatura da gota (K)

A_p é a área de superfície da gota (m²)

T_g é a temperatura do gás (K)

h é o coeficiente de transferência de calor (W/m²K)

Na segunda etapa, ocorre a evaporação da gota. A sua temperatura excede agora a temperatura de vaporização e continua a aumentar até ao ponto de ebulição.

A transferência de calor durante esta etapa ocorre de acordo com a seguinte relação:

$$m_p C_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_g - T_p) + \frac{dm_p}{dt} h_{fg} \quad (2)$$

As variáveis têm o seguinte significado:

h_{fg} é o calor latente (J/kg)

dm_p/dt é a taxa de evaporação (kg/s)

Na terceira etapa, a gota atinge o ponto de ebulição. A massa de matéria volátil continua a exceder a massa de matéria não-volátil. O balanço de energia é descrito pelo modelo de taxa de ebulição, expresso pela seguinte relação:

$$\frac{d(d_p)}{dt} = \frac{4k_g}{\rho_p c_g d_p} (1 + 0.23\sqrt{Re}) \ln \left[1 + \frac{c_g (T_g - T_p)}{h_{fg}} \right] \quad (3)$$

As variáveis têm o seguinte significado:

k_g é a condutividade térmica do gás (W/mK)

c_g é a capacidade calorífica do gás (J/kgK)

ρ_p é a massa volúmica da gota

d_p é o diâmetro da gota

2.2.6 Parâmetros Processuais e a sua Influência nas Características da Nuvem de Gotas e do Granulado – Atomizadores de Pressão

2.2.6.1 Parâmetros do Processo

Os parâmetros envolvidos no processo de secagem por atomização encontram-se sucintamente descritos na Figura 2.13. A tensão superficial, caudal de atomizado, e viscosidade são propriedades do fluido e influenciam o escoamento no atomizador e a seu montante, o tamanho de granulado obtido e o desgaste por erosão imprimido ao atomizador. A massa volúmica é outra propriedade do fluido, que define o teor de sólidos presente na suspensão, este parâmetro influencia igualmente o desgaste por erosão e está relacionado com o caudal de produto seco obtido.

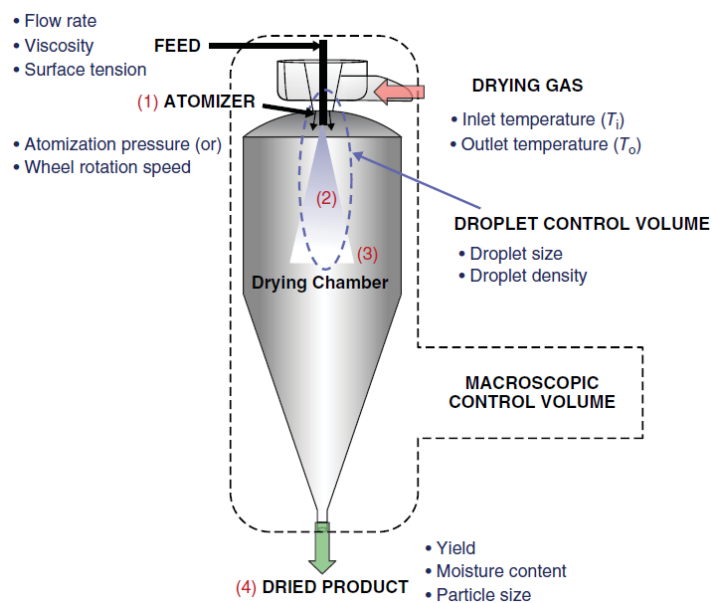


Figura 2.13: Volume de controlo do processo de secagem por atomização [1].

A pressão de atomização, no caso dos atomizadores de pressão, é tipicamente controlada por uma bomba cujas características devem ter em conta o caudal de atomizado pretendido, e as características reológicas da suspensão/solução em causa.

As temperaturas de entrada e saída do meio de secagem dependem da sensibilidade térmica do produto a atomizar, do tempo de residência necessário para atingir as propriedades requeridas, e da configuração da câmara de secagem. O gradiente de temperatura é um indicador da energia consumida pelo sistema. A humidade final do produto está relacionada com os parâmetros citados. O tamanho de gota no leque de atomização depende da viscosidade da solução/suspensão e da pressão de atomização.

As relações entre parâmetros relevantes serão mais tarde exploradas. A Figura 2.14 ilustra as relações qualitativas causa-efeito aquando da variação dos parâmetros de operação referidos.

		OUTLET TEMPERATURE	PARTICLE SIZE	FINAL PRODUCT MOISTURE	EFFICIENCY		
INCREASING THESE VARIABLES	Drying air flow rate	Lower heat losses of the inlet energy ↑	-----	Lower partial pressure of evaporated water ↓	Better separation in cyclone ↑		
	Air humidity	More energy contained in moisture ↑	-----	Higher partial pressure of drying air ↑	More moisture may lead to adherence of the product to chamber walls ↓		
	Inlet Temperature	Direct proportion ↑	-----	Lower relative humidity of air ↓	Eventually dryer product prevent adhering ↑		
	Atomizing air flow	Higher amount of cold air to be heated ↓	Higher amount of available energy for atomization ↓	-----	-----		
	Feed rate	More solvent to be evaporated ↓	More liquid to disperse ↑	Higher amount of water leading to its higher partial pressure ↑	Depends on application ↑ ↓		
	Solid concentration in feed	Less water to be evaporated ↑	More solid available for particle formation ↑	Less water evaporation, lower partial pressure ↓	Bigger particles are easier to separate in cyclone ↑		
.....	Organic Solvent (instead of water)	Less energy required for evaporation ↑	Lower surface tension. More available energy to spend on particle fission ↓	Lack of water in feed leading to very dry product ↓	Lack of hygroscopicity results in easier drying ↑		
		↑ Minor increase	↑ Moderate increase	↑ High increase	↓ Minor decrease	↓ Moderate decrease	↓ High decrease

Figura 2.14: Relação causa-efeito dos parâmetros de operação na eficiência e nas características do produto atomizado [8].

2.2.6.2 Influência da Pressão

O tamanho das gotas da solução atomizada é inversamente proporcional à pressão de atomização. *Masters* [7] estabeleceu que a relação entre a variação no diâmetro de gota e variação da pressão de atomização é dada pela seguinte equação:

$$\frac{D_2}{D_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{-0.3} \quad (4)$$

Onde D_2 e D_1 representa o diâmetro final e o inicial, P_2 e P_1 representa a pressão final e a inicial, respetivamente. Na Figura 2.15 é possível observar a influência da pressão de atomização no tamanho das partículas obtidas.

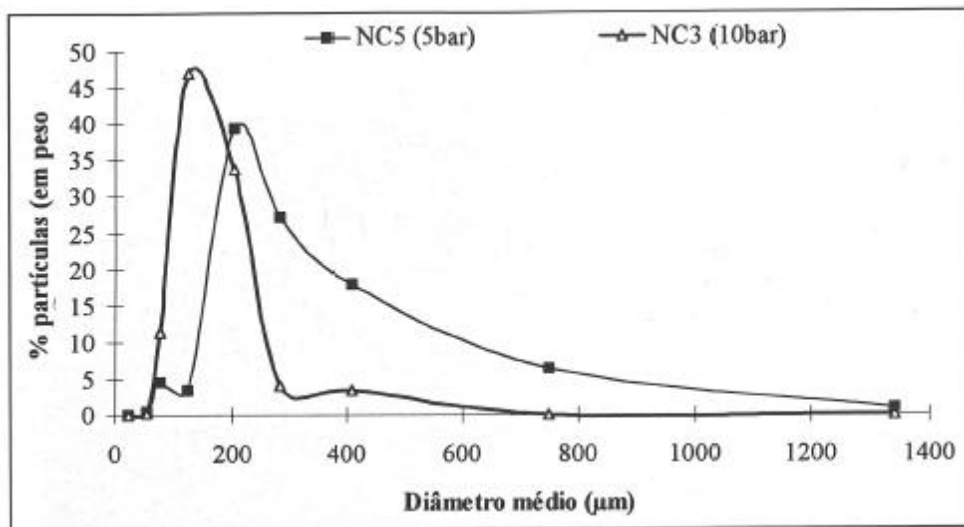


Figura 2.15: Influência da pressão de atomização da suspensão na distribuição granulométrica dos granulados obtidos (curva de frequência) [4].

O ângulo do leque de atomização (α) diminui com o aumento da pressão, ao passo que o comprimento (L) aumenta (ver Figura 2.16).

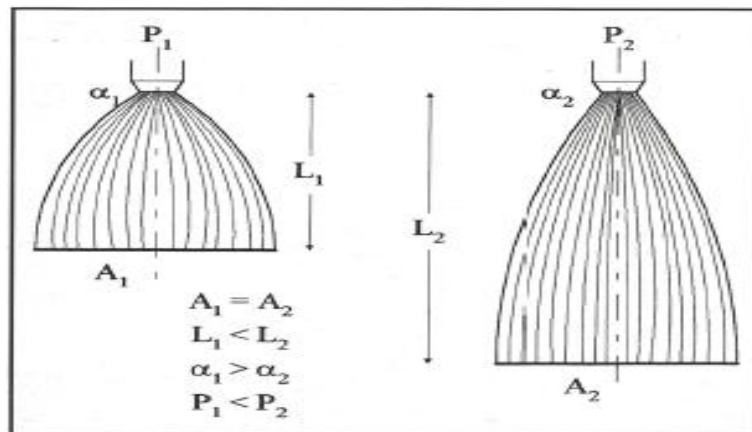


Figura 2.16: Efeito da pressão de atomização no leque de atomização [4].

2.2.6.3 Influência da Densidade

Citando Ribeiro *et al.* [4] “De uma forma geral, é esperado que o uso de suspensões de maior densidade possibilite a obtenção de granulados com tamanho de grão superior, uma vez que cada gota atomizada contém menor quantidade de água a evaporar e maior quantidade de sólidos. Porém, a necessidade de adição de ligantes orgânicos solúveis em solução aquosa para garantir a adequada resistência mecânica em verde das peças compactadas, tende a dificultar a operação de desfloculação de barbotinas com elevadas densidades. Contudo, é sabido que pequenas variações no teor de sólidos da barbotina originam alterações significativas no tamanho médio dos granulados”.

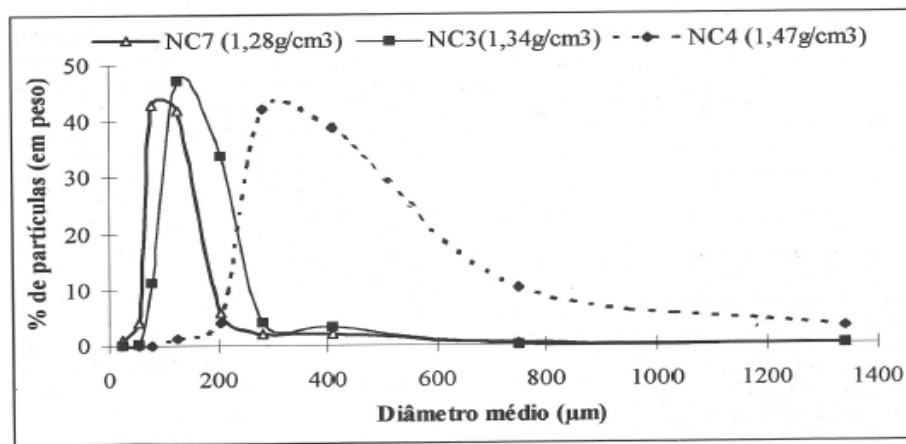


Figura 2.17: Influência da densidade da suspensão na distribuição granulométrica dos granulados (curva de frequência) [4].

2.2.6.4 Influência da Viscosidade

A relação entre a viscosidade do fluido e o tamanho de gota é direta [9]. A resistência do fluido à deformação aumenta com a subida da viscosidade, dificultando o fenômeno de desintegração da gota. A influência da viscosidade no tamanho de gota é expressa pela seguinte equação:

$$\frac{D_2}{D_1} = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} \right)^{0.2} \quad (5)$$

Onde μ_2 e μ_1 representa a viscosidade final e inicial, respetivamente.

Segundo Ribeiro *et al* [4], o aumento da viscosidade de uma suspensão origina engrossamento do granulado obtido (ver Figura 2.18), estando este efeito relacionado com o acréscimo

de dificuldades no processo de atomização, que por sua vez se traduz na redução do ângulo do leque de atomização e consequente capacidade diminuída de dispersão.

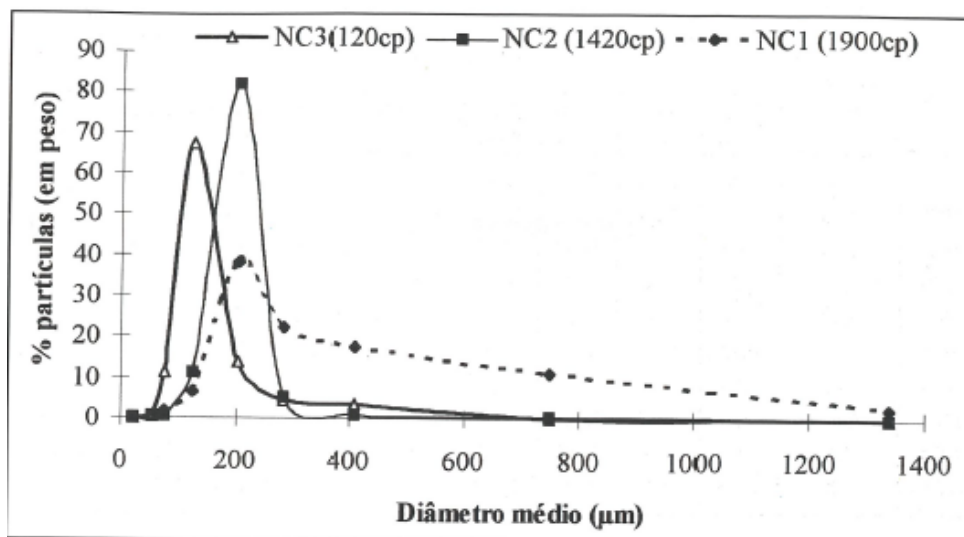


Figura 2.18: Influência da viscosidade da solução na distribuição granulométrica dos granulados (curva de frequência) [4].

2.2.6.5 Influência da Tensão Superficial

Como descrito no sub-capítulo referente à atomização, a atomização de uma solução/suspensão só é possível se se proporcionar o fenómeno de desintegração da gota [9].

Para que este fenómeno ocorra é necessário que sejam criadas condições para que a tensão superficial do líquido seja ultrapassada no atomizador. No caso de soluções/suspensões que possuem tensão superficial elevada é necessário recorrer a um processo de homogeneização antes da secagem por atomização.

2.2.6.6 Breves Aspectos Energéticos

A capacidade de uma câmara de secagem é proporcional à diferença entre a temperatura de entrada e de saída do ar ao longo da câmara [10]. Como tal, o objetivo é maximizar este gradiente de temperatura, atendendo, no entanto, às devidas limitações.

Citando *Mujumdar* [10] “Muitos produtos são sensíveis à temperatura, uma subida na temperatura de entrada pode causar danos ao produto e uma diminuição na temperatura do ar de saída, resultando num teor de humidade acrescido no produto seco. Por outro lado, uma diminuição na potência térmica pode inclusive causar um aumento da eficiência térmica”. Na Figura 2.19 é possível observar a influência do gradiente da temperatura na eficiência do processo.

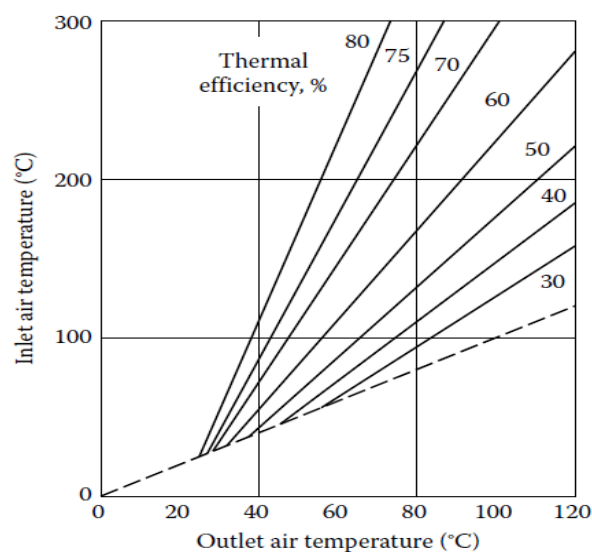


Figura 2.19: Eficiência térmica em função das temperaturas de entrada e saída [10].

O consumo de calor, para uma dada taxa de evaporação, depende da concentração de sólidos. Quanto maior a concentração de sólidos, menor é o teor de humidade numa suspensão, o que implica um consumo de calor mais baixo (ver Tabela 2.4). Podemos concluir que um aumento do teor de sólidos de 10 % para 20 % resulta numa redução no consumo de calor superior a 50 %, para uma dada taxa de evaporação.

Tabela 2.4: Consumo de calor por teor de sólidos, adaptado de [10].

Consumor de calor vs teor de sólidos em suspensão	
Teor de sólidos em suspensão (%)	Consumo de calor aproximado por granulado (kJ/kg)
10	23.65×10^3
20	10.46×10^3
30	6.17×10^3
40	3.97×10^3
50	2.68×10^3

2.3 Processo Produtivo – *Rauschert Portuguesa, S.A.*

2.3.1 Enquadramento - Matérias-Primas e Propriedades

Os materiais cerâmicos são vulgarmente divididos em duas categorias, cerâmicos tradicionais, e cerâmicos técnicos (ou avançados). Dentro da categoria dos cerâmicos técnicos, existem 3 sub-categorias, os silicatos, os óxidos, e os não óxidos, sendo que a esteatite pertence aos silicatos.

A esteatite é um silicato de magnésio ($MgSiO_3$), obtido a partir de formulações à base de talco [19] [20]. Os cerâmicos de esteatite são metasilicatos pertencentes ao sistema $MgO - Al_2O_3 - SiO_2$, e são obtidos pela mistura de talco (75-90%), com argila (3-10%), e um fundente (3-10%) [20]. O talco é composto por um silicato de magnésio hidratado, na tabela seguinte é apresentada a sua composição química.

Tabela 2.5: Composição do talco, adaptado de [21].

$Mg_3Si_4O_{10}(OH)_2$ (Talco)			
Mg (Magnésio)	19.23%	MgO (Óxido de Magnésio)	31.88%
Si (Silício)	29.62%	SiO_2 (Dióxido de Silício)	63.37%
H (Hidrogénio)	0.53%	H_2O (Água)	4.75%
O (Oxigénio)	50.62%	-	-
Total	100%	Total	100%

A argila tem como função fornecer plasticidade à mistura, e o fundente é utilizado para baixar a temperatura de cozedura da mistura [22].

Citando Dias *et al* [19], “ As propriedades das esteatites, aliadas à facilidade de conformação, por exemplo, através da prensagem unidirecional, permitem a sua utilização, em larga escala, em aplicações tais como casquilhos de lâmpadas, corpos de termóstatos, núcleos de resistências elétricas, fusíveis elétricos, entre outras.”

A obtenção de produtos de esteatite compreende um conjunto de etapas/processos, que são descritos, por ordem de execução, na Figura 2.20.

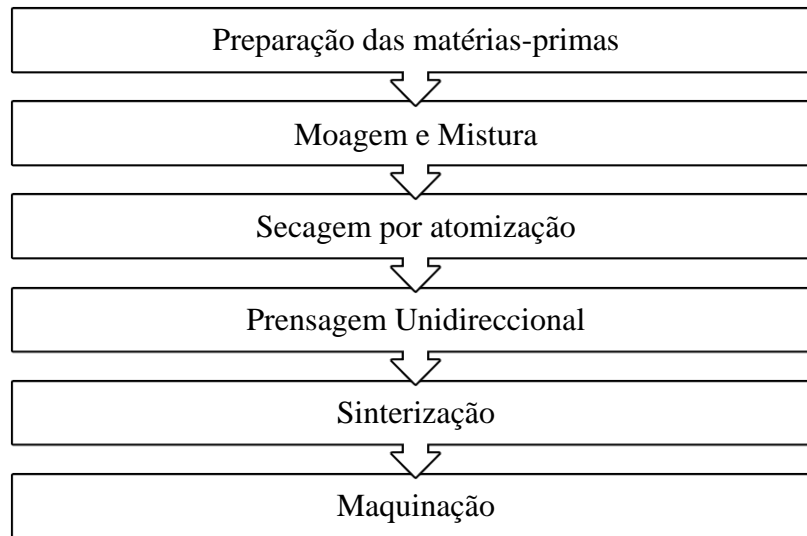


Figura 2.20: Sequência das etapas para a obtenção de um produto de esteatite.

2.3.2 Moagem e Mistura

Citando Araújo [23], “a etapa da moagem tem como objetivo reduzir o tamanho das partículas, de forma a obter uma mistura homogênea das matérias-primas. A moagem pode ser realizada por diferentes equipamentos, sendo que no caso da *Rauschert Portuguesa, S.A.* esta é realizada num moinho de bolas em meio aquoso, obtendo-se uma suspensão de partículas finas. O moinho consiste num tambor, tipicamente produzido em aço e revestido interiormente por um material cerâmico, carregado com um meio de moagem que roda em torno de um eixo, como se ilustra na Figura 2.21.

Um dos principais parâmetros da etapa de moagem é a velocidade de rotação dos moinhos, pois o objetivo da rotação é que o meio de moagem adquira um movimento em cascata (ver Figura 2.21) e que, por conseguinte, este provoque o choque entre as matérias – primas de forma a diminuir o seu tamanho. Além da velocidade de rotação, é igualmente importante a escolha do meio de moagem, uma vez que este tem de ter uma elevada resistência ao desgaste para garantir a fratura das matérias-primas, se possível minimizando o risco de contaminação. Além disso, estas duas propriedades são igualmente importantes para a durabilidade do próprio meio de moagem e, consequentemente, para o custo associado ao processo”.

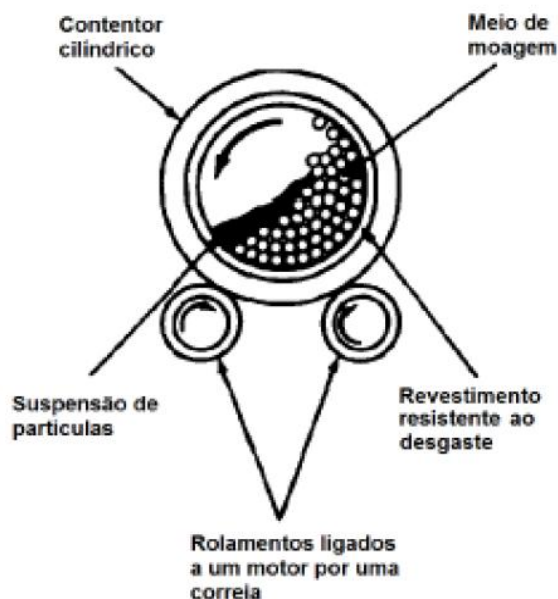


Figura 2.21: Esquema de um moinho de bolas, adaptado de [24].

Na *Rauschert Portuguesa, S.A.*, o teor de água e a viscosidade da suspensão são analisados durante e após o processo de moagem. O tempo de moagem necessário para obter uma suspensão homogênea com tamanho de partícula na ordem de $1\ \mu\text{m}$ acarreta elevados gastos energéticos, adicionalmente, existe ainda o já referido risco de contaminação das matérias-primas [23]. Na etapa de moagem, é adicionado um desfloculante à suspensão. Segundo *Bengisu* [25], os desfloculantes têm como função prevenir a aglomeração das partículas em suspensões, sendo particularmente importantes durante a etapa de moagem.

2.3.3 Secagem por Atomização - Descrição do Processo

O processo consiste na secagem de uma barbotina cerâmica que é atomizada por intermédio de dois bicos de atomização de pressão dentro de uma câmara de secagem (na Figura 2.23 descrita como silo de atomização), que contém gases de combustão a cerca de $350\ ^\circ\text{C}$.

A potência térmica necessária para secar a barbotina é fornecida pela combustão do gás natural. O ar necessário à combustão e à secagem da barbotina é admitido pela grelha do queimador por intermédio de uma depressão provocada pelo ventilador de voluta V1 entre o ponto SP1 e SP2 (ver Figura 2.23). O ventilador de voluta está conectado a um controlador proporcional, que adapta o caudal de ar ao caudal de gás injetado no queimador. A barbotina é pressurizada por uma bomba de diafragma que opera à pressão de 30 bar. Os bicos de atomização possuem um canal interior de secção transversal progressivamente maior, designado de caracol (ver

Figura 2.22 b)), cujo objetivo é alterar a componente axial de velocidade do fluido para tangencial, contribuindo para a formação de um leque de atomização.



Figura 2.22: Elementos constituintes da extremidade de um atomizador de pressão, a) bico, b) caracol, c) placa, e d) cruzeta.

Como anteriormente referido, as propriedades da barbotina são controladas no processo de moagem e mistura. No turbo-diluidor são feitas adições de granulado cerâmico reciclado, indispensáveis para que a barbotina atinja o valor de massa volúmica de 1.7 kg/dm^3 [20]. Pode surgir a necessidade de nova adição de desfloculantes para garantir a estabilidade da viscosidade e da massa volúmica da barbotina. Existe um tanque de reserva que permite à empresa armazenar um volume elevado de barbotina. A montante do agitador, existe um filtro eletromagnético de partículas cujo objetivo é remover todas as partículas de ferro presentes na barbotina, uma vez que a sua presença no produto atomizado poria em causa as propriedades do produto final de esteatite. O agitador ilustrado corresponde a um pequeno tanque aberto no qual a barbotina é agitada antes de ser pressurizada para o topo do silo de atomização. Esta agitação é de grande importância por causa do comportamento tixotrópico da barbotina.

O arranque do processo de secagem por atomização destina-se a aquecer o sistema para dar início à atomização da barbotina, possui tipicamente uma duração média de 1,5 h e é pautada por um pico no consumo de gás tipicamente 30 minutos após o queimador ser ligado.

As gotículas atomizadas pelos bicos de atomização circulam, inicialmente, na direção ascendente, oposta ao fluxo de ar de secagem. A configuração da câmara de secagem é a mista, o que proporciona às gotículas um tempo de residência elevado, que só é praticável para produtos cujas propriedades não se degradem a altas temperaturas, como é o caso da esteatite.

ST1 – Sensor de temperatura 1
ST2 – Sensor de temperatura 2
SP1 – Sensor de pressão 1
SP2 – Sensor de pressão 2
V1 – Ventilador de voluta
V2 – Ventilador auxiliar

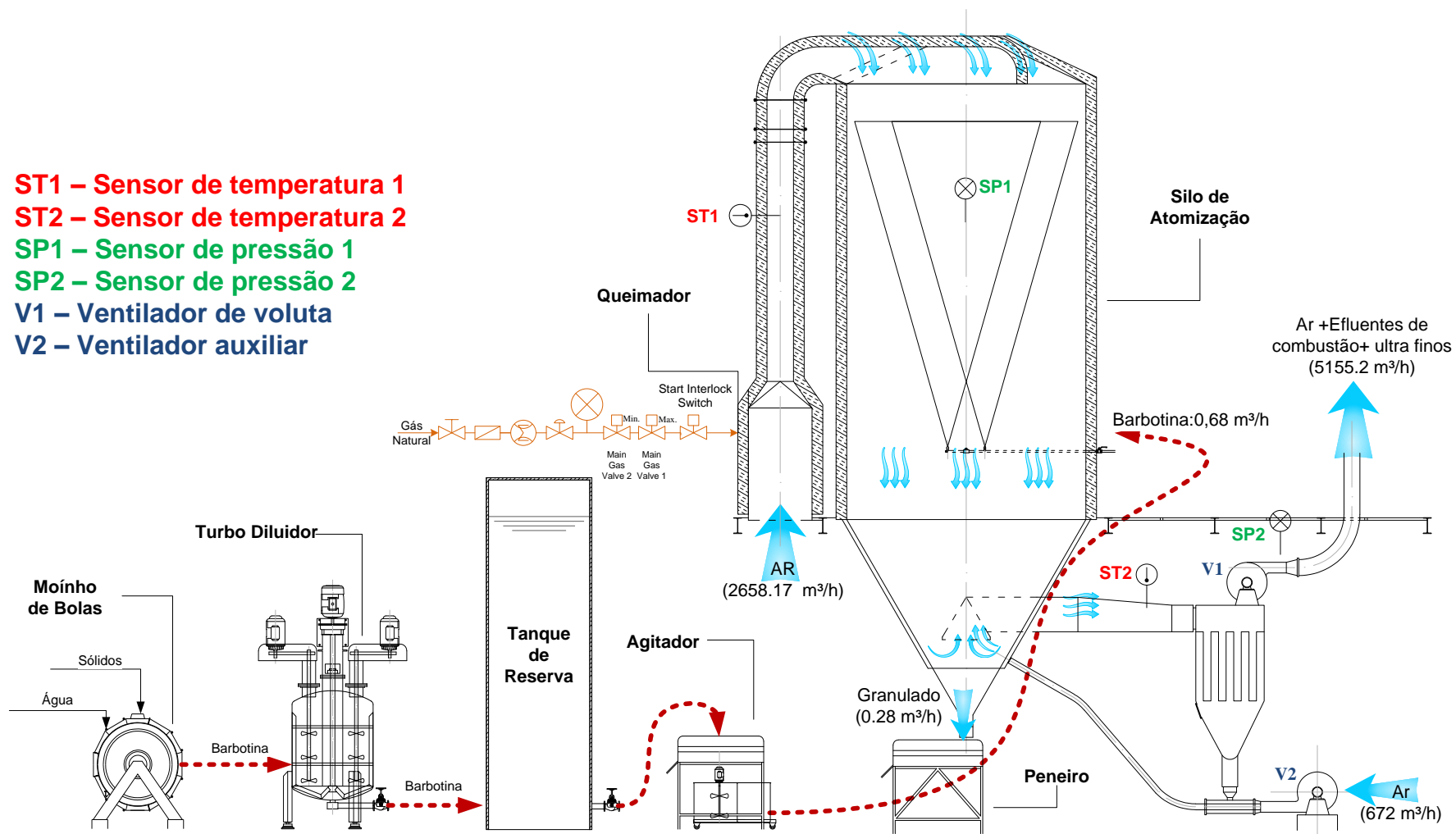


Figura 2.23: Esquema do Processo Produtivo para a obtenção de Granulado Cerâmico, valores obtidos através do modelo digital.

A montante do ventilador V1 existe um sensor de temperatura (ST2) que indica a temperatura dos efluentes que são lançados para a atmosfera. Se a temperatura no sensor ST1 atingir os 500 °C, a injeção de gás é interrompida. A temperatura de saída dos efluentes constitui uma limitação tecnológica, não podendo ser inferior ao ponto de orvalho dos gases de combustão, uma vez que o dióxido de carbono (CO_2) e o sulfureto de hidrogénio (H_2S) existentes no gás natural formam ácidos ou soluções ácidas na presença de água [26]. O sulfureto de hidrogénio, em particular, é extremamente corrosivo na presença de água.

O ventilador de voluta (V1) encontra-se montado no topo de um filtro de mangas, que tem uma eficiência superior a 90 % e filtra 30 mg de granulado por m^3 de efluentes. As partículas que não são suficientemente finas para serem lançadas para a atmosfera acumulam-se na base do filtro de mangas, onde existe um transportador sem fim que as reúne e um ventilador auxiliar V2, que debita um caudal de ar de 672 m^3/h com a finalidade de re-introduzir estas partículas no silo de atomização e de criar uma zona de sob-pressão próxima da conduta de saída, facilitando o fluxo dos efluentes em direção ao ventilador V1.

3 Desenvolvimento de um Modelo Digital do Processo e os seus Pressupostos Teóricos

3.1 Introdução

Sabe-se, por experiência de décadas na indústria, que o processo de secagem por atomização possui um baixo rendimento térmico. As exigências impostas à indústria no que respeita ao controlo de emissões de gases poluentes são impossíveis de serem atendidas se não se quantificar primeiro a distribuição da potência térmica fornecida ao processo em questão. De forma a efetivar esta quantificação, foi desenvolvido um modelo digital do processo, que é uma ferramenta de cálculo em *Microsoft Excel* e permite realizar simulações do processo em função dos principais parâmetros operacionais.

Neste capítulo explicam-se os fundamentos do modelo e realizam-se cálculos referentes às várias etapas do processo (e.g. combustão e evaporação), que permitiram obter os balanços de massa e de energia do processo. A modelação do processo permite-nos obter as suas saídas (e.g. consumo total de gás, consumo específico de gás, caudal de efluentes gasosos, e tempo de operação), em função das principais entradas (e.g. taxa de evaporação, massa de sólidos presente na barbotina, massa volúmica da barbotina, e massa volúmica dos sólidos). Como hipótese simplificativa, os cálculos da combustão são referentes ao metano e não ao gás natural.

Ao longo do texto, é mencionado repetidamente o termo “condições nominais do processo”, o que significa que as entradas são as seguintes: Taxa de Evaporação = 400 kg/h, Massa Volúmica da Barbotina = 1.7 kg/dm³, Massa Volúmica dos Sólidos = 2.7 kg/dm³, e massa de sólidos = 7 ton.

3.2 Desenvolvimento do Modelo Digital

3.2.1 Princípios de Funcionamento

A modelação de um processo é uma prática que permite, de forma simplificada, compreender, analisar, definir, quantificar, e simular um processo que possui maior complexidade, mas que ainda assim reproduz na sua essência o comportamento do sistema complexo que é o alvo de estudo e entendimento.

Por se tratar de um processo de secagem, a taxa de evaporação de água requerida ao sistema é o principal parâmetro a definir o dispêndio energético no processo. Na Figura 3.1 é ilustrada a forma como os parâmetros estão relacionados entre si no modelo digital.

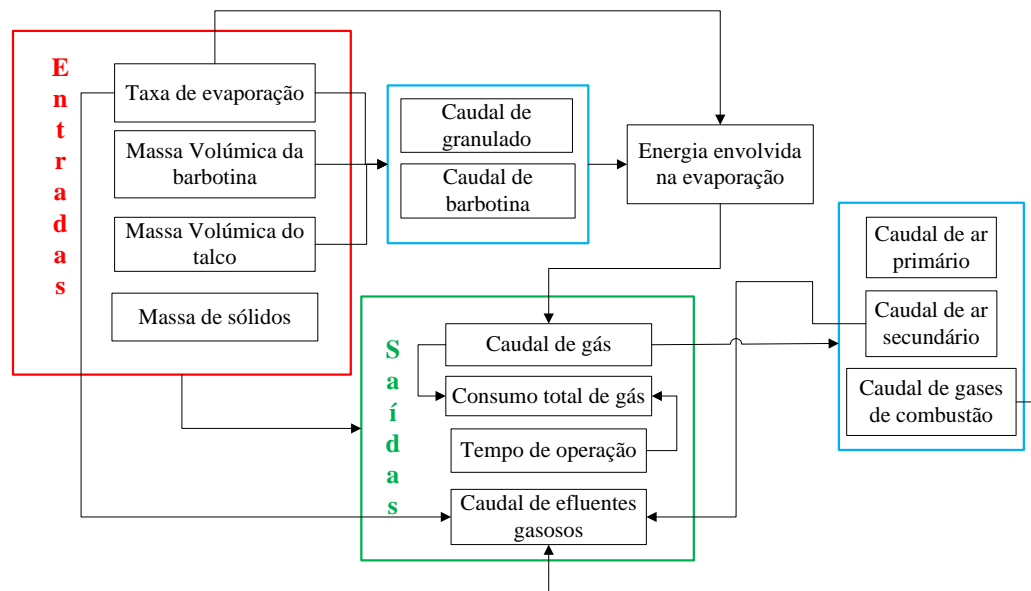


Figura 3.1: Relação entre parâmetros no modelo digital.

Na realidade, é a potência térmica fornecida ao sistema que define a taxa de evaporação de água, ao passo que na modelação, é a taxa de evaporação que define qual a potência térmica que é necessário fornecer ao sistema. A modelação do processo pode ser dividida fundamentalmente em duas partes, a combustão, e a evaporação, uma vez que a combustão fornece a potência térmica necessária para que haja evaporação de água. A energia envolvida na evaporação deste processo compreende três componentes, ilustrados na Figura 3.2.

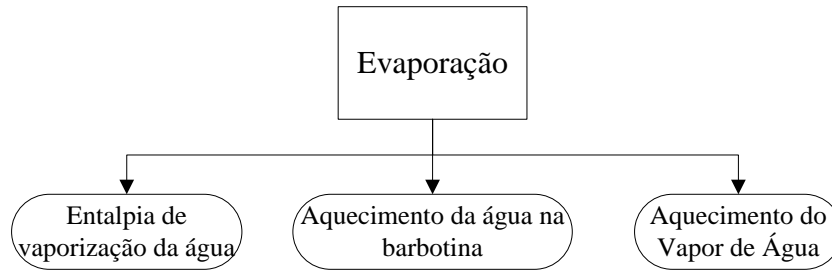


Figura 3.2: Componentes da energia envolvida na evaporação do processo de secagem por atomização.

A entalpia de vaporização depende exclusivamente da taxa de evaporação, e representa o maior dispêndio de energia no processo de evaporação. A energia associada ao aquecimento da água na barbotina e ao aquecimento do granulado dependem da taxa de evaporação, da massa volúmica da barbotina, da temperatura de entrada da barbotina na câmara de secagem, e da temperatura de saída do granulado. A energia associada ao aquecimento do vapor de água depende da temperatura de exaustão dos efluentes gasosos do processo.

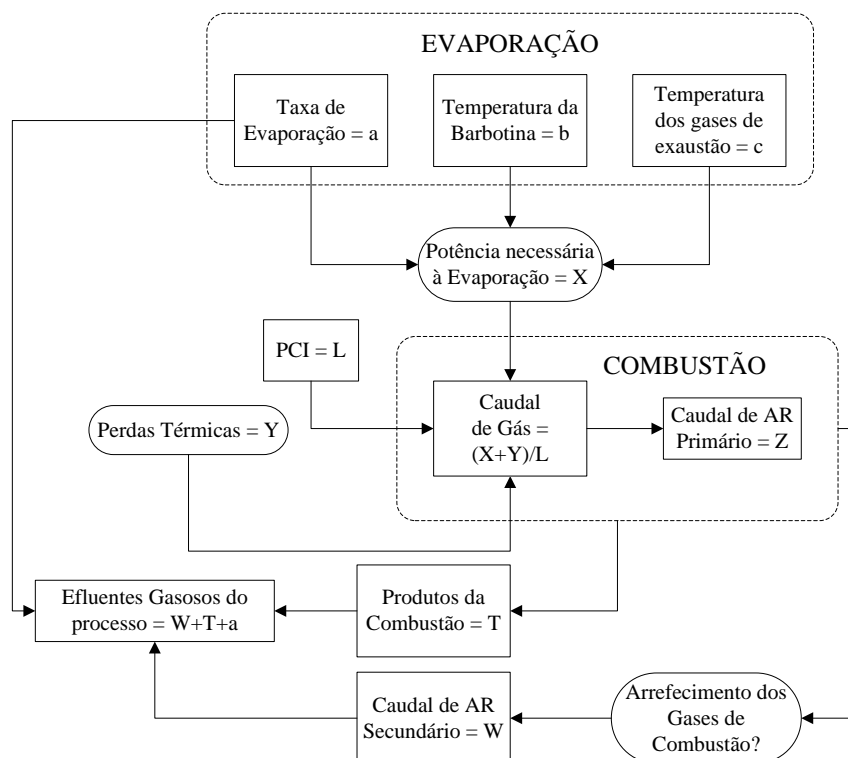


Figura 3.3: Fluxo do cálculo simplificado no modelo digital.

3.2.2 Interface Gráfica

Massa Volúmica da barbotina:	1.700 kg/dm³							
Massa Volúmica da água:	1.00 kg/dm³							
Massa Volúmica do sólido:	2.70 kg/dm³							
m _i =	1.112 kg	m _i +m _a =	1.7 kg	d ₀ =	1.70 kg/dm³			
m _a =	0.588 kg							
v _i =	0.412 dm³	v _i +v _a =	1.0 dm³					
v _a =	0.588 dm³							
m _i =	756.0 kg	m _i +m _a =	1 156.0 kg	d ₀ =	1.70 kg/dm³	Caudal mássico de granulado (pó):	756.0 kg/h	
m _a =	400.0 kg					Caudal volumétrico de barbotina:	680.0 dm³/h	
v _i =	280.0 dm³	v _i +v _a =	680.0 dm³			Tempo de Atomização Ininterrupto:	9.26 h	
v _a =	400.0 dm³							

A taxa de evaporação nominal do processo é de 400 kg/h, e a massa volúmica da barbotina nominal é de 1,7 kg/dm³, de onde se tira que o caudal mássico de barbotina é de 1156 kg/h. Por sua vez, o caudal mássico de granulado cerâmico é de 756 kg/h.

32

Capacidade calorífica da água (100°C):	4.2157 kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹		
Capacidade calorífica do vapor de água (136°C):	1.9055 kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹		
Capacidade calorífica do talco:	0.860 kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹		
Capacidade calorífica da água (43°C):	4.180 kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹		
Capacidade calorífica do vapor de água (100°C):	1.890 kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹		
Calor específico latente de vaporização da água:	2 256 kJ.kg ⁻¹		
Taxa de Evaporação:	400 kg.h⁻¹		
Temperatura de entrada da barbotina:	43 °C		
Temperatura de entrada dos gases:	365.0 °C		
Temperatura de saída dos gases:	136.0 °C		
Temperatura de saída do granulado:	55.0 °C		
Energia para aquecer o talco a 55.0 °C:	7 806 kJ.h ⁻¹		
Energia para aquecer a água a 100 °C:	95 304 kJ.h ⁻¹		
Calor latente de vaporização da água:	902 400 kJ.h ⁻¹		
Energia para aquecer o vapor de água a 136.0 °C:	27 216 kJ.h ⁻¹		

Entrada do queimador			
Cp Ar (20°C)	1.00465	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Combustão			
Cp CO2 (1953°C)	1.384	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp H2O (1953°C)	2.912	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp N2 (1953°C)	1.296	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Jusante do queimador			
Cp CO2 (365°C)	1.096	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp H2O (365°C)	2.039	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp N2 (365°C)	1.083	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp Ar excesso (365°C)	1.0595	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Saída no ventilador de voluta			
Cp CO2 (136°C)	0.94602	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp H2O (136°C)	1.9055	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp N2 (136°C)	1.045	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	
Cp Ar excesso (136°C)	1.01435	kJ.°K ⁻¹ .kg ⁻¹	

Figura 3.5: Interface gráfica referente à evaporação, modelo digital.

A folha de cálculo referente à evaporação representa principalmente uma base de dados das propriedades dos gases, a partir da qual são realizados cálculos de transferência de energia que permitem obter a potência térmica que é necessário fornecer ao sistema. Na Figura 3.6 ilustra-se a folha de cálculo referente à combustão do metano.

Equação estequiométrica combustão do Metano						
CH ₄	+	2O ₂	+	N ₂	®	CO ₂ + 2H ₂ O + N ₂ + 891 kJ
1 mol		2 mol		7.52 mol		1 mol 2 mol 7.52 mol
16.0 g		64.0 g		210.7 g		44.0 g 36.0 g 210.7 g
24.1 dm ³		48.1 dm ³		181 dm ³		24.1 dm ³ 48.1 dm ³ 181 dm ³
Combustão de 1Kg de Metano						
1.000 kg		4.0 kg		13.2 kg		2.8 kg 2.3 kg 13.2 kg 56 MJ
1.5 m ³		3.0 m ³		11.3 m ³		1.5 m ³ 3.0 m ³ 11.3 m ³
Combustão (sem perdas no sistema)						
21.3 kg		85.4 kg		281.0 kg		58.7 kg 48.0 kg 281.0 kg 48.4 MJ
32.1 m ³		64.2 m ³		241.4 m ³		32.1 m ³ 64.2 m ³ 241.4 m ³
Combustão (com perdas no sistema)						
22.5 kg		90.1 kg		296.5 kg		61.9 kg 50.7 kg 296.5 kg
33.9 m ³		67.7 m ³		254.7 m ³		33.9 m ³ 67.7 m ³ 254.7 m ³

Figura 3.6: Interface gráfica referente à combustão, modelo digital.

Na figura anterior, são mostrados os valores dos caudais mássicos horários dos reagentes (i.e. combustível, nitrogénio e oxigénio), e dos produtos da reação (vapor de água, dióxido de carbono, e nitrogénio). Os caudais referentes à combustão sem perdas, refletem o caudal necessário de combustível para fornecer ao sistema a potência térmica exclusivamente associada à evaporação (i.e. entalpia de vaporização, aquecimento da água da barbotina, e aquecimento do vapor de água até à temperatura de exaustão). Na combustão com perdas, são tomadas em conta as perdas de calor por condução entre a parede interna e externa do atomizador, e a potência térmica que é dispendida para aquecer o nitrogénio presente na massa de ar primário, que por ser inerte, apenas consome energia ao sistema.

As duas últimas linhas da folha de cálculo permitem obter a massa e o volume dos gases presentes na combustão do caudal mássico nominal de combustível. A combustão de 22.5 kg/h de gás fornece a potência térmica necessária para a evaporação da água presente numa barbotina de massa volúmica igual a 1.7 kg/dm³ à taxa de 400 kg/h, como anteriormente se referiu. Por fim, na Figura 3.7 encontra-se a folha de cálculo correspondente aos caudais mássicos, energias e potências obtidas.

Temperaturas	Kelvin	Celsius
T inicial (água na barbotina)	316	43
T final (água na barbotina)	373	100
T inicial (vapor de água)	373	100
T saída de ar	409	136
ΔT (Talco)	12	12
T entrada de ar	293	20
T combustão (chama adiabática)	2226	1953
T atomizacao	638	365
Potência Dispendida no Processo		
Potência Gases a 365°C	2 208 934.3	kJ.h-1
Potência barbotina a 43 °C	733 905.0	kJ.h-1
Potência ventilador ar a 20°C	237 373.9	kJ.h-1
Potência de evaporação	1 032 782.2	kJ.h-1
Potência Dissipada pelo ventilador	1 999 424.7	kJ.h-1
Aquecimento Talco (43-55°C)	7 805.8	kJ.h-1
Perdas por condução	14 639.7	kJ.h-1
Potência fornecida	3 180 213.2	kJ.h-1

Energia envolvida na evaporação		
Calor latente de vaporização da água:	902 400.0	kJ.h-1
Energia para aquecer água de (43-100)°C:	100 630.4	kJ.h-1
Energia para aquecer vapor água de (100-136)°C:	29 751.8	kJ.h-1
Energia para aquecer o talco a 55°C:	7 805.8	kJ.h-1
Energia envolvida na combustão		
Energia p/ aquecer excesso de ar (20-365)°C:	1 069 718.2	kJ.h-1
Outros caudais mássicos		
Ar primário:	386.5	kg/h
Ar em excesso:	2 803.3	kg/h
Água evaporada:	400.0	kg/h
Gases de combustão:	409.0	kg/h
Efluentes no ventilador de voluta:	4 418.7	kg/h

Figura 3.7: Interface gráfica referente aos caudais mássicos, energias e potências obtidas, modelo digital.

Nesta penúltima folha de cálculo, encontram-se os valores das potências envolvidas no processo que mais tarde serão ilustradas no balanço de energia, e os caudais mássicos, que serão ilustrados no balanço de massa. Por fim, na Figura 3.8 encontram-se as saídas do processo.

Parâmetros do Sistema		
PCI do gás natural:	48 397.5	kJ/kg
Consumo total de gás:	290.2	m³
Utilização do ventilador de voluta:	95.5	%
Taxa de evaporação efectiva:	100.0	%
Tempo de atomização ininterrupto:	9.3	h
Consumo de gás por tonelada de granulado:	41.45	m³/ton
Tempo de arranque:	1.5	h
Tempo total de atomização:	10.8	h
Volume de gases no ventilador de voluta:	5 155.2	m³
Consumo de calor por Kg de água evaporada:	2 724.3	kJ

Perdas Térmicas		
Aquecimento do N2 (20-136°C)	34 495.6	kJ.h-1
Aquecimento Talco (43-55°C)	7 805.8	kJ.h-1
Perdas por Condução	14 639.7	kJ.h-1
Total de Perdas no sistema	56 941.1	kJ.h-1
Caudais de Combustível		
Caudal mássico:	22.5	kg/h
Caudal volumétrico:	28.1	m³/h

Figura 3.8: Outputs da simulação do processo (condições nominais).

A modelação permite concluir essencialmente que para as condições nominais, o queimador debita um caudal de gás de 28.1 m³/h, o ventilador de voluta funciona a 95.5 % da sua capacidade máxima, e o consumo de calor por kg de água evaporada é de 2724.3 kJ, valor que se encontra dentro do estipulado pela literatura.

3.3 Pressupostos Teóricos - Balanços de Massa e de Energia

3.3.1 Caudais Volumétricos de Barbotina e de Granulado Cerâmico

É assumida a hipótese simplificada de que a massa volúmica da esteatite é igual á do talco, uma vez que este representa 75-90% da composição da esteatite [20]. Sabe-se que a massa volúmica dos restantes compostos é semelhante à do talco. Resultante das simplificações apresentadas, a barbotina é composta por água e talco.

A massa volúmica nominal da barbotina e do talco é de 1.7 kg/dm³ e de 2.7 kg/dm³, respetivamente. A massa de talco e de água presente em 1dm³ de barbotina é calculada da seguinte forma:

$$m_{t1} = \frac{\rho_b - \rho_a}{\rho_t - \rho_a} * m_{t2} = 1.112 \text{ kg} \quad (6) \quad \& \quad m_a = m_b - m_{t1} = 0.588 \text{ kg} \quad (7)$$

As variáveis têm o seguinte significado:

m_b , m_{t1} , e m_a são a massa de barbotina, de talco, e de água, existentes em 1dm³ de barbotina, respetivamente, em kg.

m_{t2} é a massa de talco existente em 1dm³ de talco, em kg.

ρ_b , ρ_t , e ρ_a são a massa volúmica da barbotina, do talco, e da água, respetivamente, em kg/dm³.

A capacidade nominal de evaporação de água do atomizador *D400* é de 400kg/h. Para estas condições, o caudal mássico de granulado é obtido da seguinte forma:

$$Q_{M_{\text{Granulado}}} = Taxa_{\text{evap.}} * \frac{m_{t1}}{m_a} = 756 \frac{kg}{h} \quad (8)$$

Por fim, o caudal volumétrico de barbotina para o regime nominal de evaporação é dado por:

$$Q_{\text{barbotina}} = \frac{Taxa_{\text{evap.}} + Q_{M_{\text{Granulado}}}}{\rho_b} = 680 \frac{dm^3}{h} \quad (9)$$

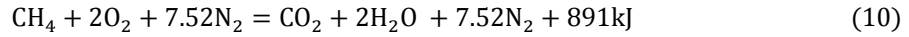
3.3.2 Combustão

O combustível utilizado na combustão é o gás natural. O gás natural resulta de uma mistura de quatro gases que existem normalmente na natureza. A mistura consiste primariamente em metano (70-90 %), etano, propano, e butano [27]. Na Tabela 3.1 é ilustrada uma composição típica de um gás natural.

Tabela 3.1: Composição típica de um gás natural, adaptado de [28] [29].

Elementos químicos	Percentagem (%)	Poder calorífico (kJ/mol) <i>PCS</i> / <i>PCI</i>
Metano (CH_4)	90.05	888.6 / 800.8
Etano (C_2H_6)	6.4485	1561 / 1431
Propano (C_3H_8)	1.7446	2219 / 2043
i-butano (C_4H_{10})	0.234	2869 / 2649
n-butano (C_4H_{10})	0.2695	2878 / 2658
i-pentano (C_5H_{12})	0.02	3529 / 3265
n-pentano (C_5H_{12})	0.0105	3536 / 3271
n-hexano $CH_3 (CH_2)_4 CH_3$	0.01	4195 / 3887
Azoto (N_2)	0.5795	---
Dióxido de carbono (CO_2)	0.633	---
Total	100	---

A composição específica do gás natural utilizado não é precisa, e possui uma determinada variabilidade, pelo que os cálculos realizados se baseiam na combustão do metano em ar, principal composto de qualquer gás natural. A equação estequiométrica é a seguinte:



Na Figura 3.9 está representado um esquema simplificado das entradas e das saídas da reação de combustão, foram utilizadas as temperaturas médias obtidas no decorrer do procedimento experimental, documentado no capítulo quatro.

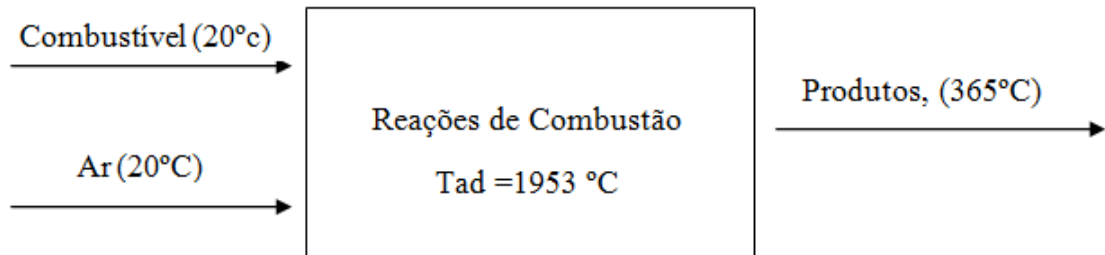


Figura 3.9: Representação esquemática da combustão, T_{ad} do metano [29].

A massa de ar necessária para alimentar a combustão é dividida em duas categorias, primária (quantidade estequiométrica) e secundária (quantidade em excesso). A função da massa de ar secundária é diluir os produtos de combustão, provocando o decréscimo da sua temperatura de T_{ad} (Temperatura de chama adiabática) para a temperatura medida a jusante do queimador ($T_f = 365\text{ °C}$).

Às condições de pressão e temperatura normal o volume ocupado por 1mol de gás é de $24,0548\text{ dm}^3$ [30]. A massa e volume molares dos compostos envolvidos na reação da equação (6) estão descritos na Tabela 3.2.

Tabela 3.2: Massa e volume molar dos compostos químicos presentes na reação da combustão de 1mol de metano.

<i>Elemento e quantidade estequiométrica</i>	<i>Massa molar (g/mol)</i>	<i>Volume molar (dm^3)</i>
CH_4	16	24.0548
2O_2	64	48.1
7.52N_2	210.7	181
CO_2	44	24.0548
$2\text{H}_2\text{O}$	36	48.1

A massa de gases de combustão (m_{gc}) que resulta da combustão de 1 mol de **CH₄** é obtida através da soma das massas dos produtos de combustão, este valor é igual a 290.7 g. A massa de gases de combustão originada pela reação de 1 kg de metano, é (1000/16) vezes superior, sendo aproximadamente igual a 18,2 kg. Pela estequiometria da reação, obtém-se o valor da massa de ar primário (m_{ap} =17.2 kg).

Tabela 3.3: Calor específico a pressão constante e temperatura dos compostos químicos presentes na combustão, adaptado de [31] [32] [33][34].

Elemento	C _p (kJ/kgK)	T _i (°C)	T _f (°C)	T _{ad} (°C)
Ar	1.00465 & 1.0595	20	365	-
N₂	1.083 & 1.296	-	365	1953
H₂O	2.039 & 2.912	-	365	1953
CO₂	1.096 & 1.384	-	365	1953

A massa de ar secundária (m_{as}) é calculada através da determinação da energia necessária para arrefecer os gases de combustão da temperatura de chama adiabática (T_{ad}) para a temperatura medida no sensor de temperatura ST1 (T_f). A energia associada à massa de gases de combustão a T_{ad} (1953 °C) é dada por:

$$E(gc)_{T_{ad}} = [\sum m_{gc} * c_p] * T_{ad} \quad (11)$$

$$E(gc)_{T_{ad}} = [(m_{H_2O} * c_{p_{H_2O}}) + (m_{CO_2} * c_{p_{CO_2}}) + (m_{N_2} * c_{p_{N_2}})] * T_{ad}$$

$$E(gc)_{T_{ad}} = 6.162 * 10^4 \text{ kJ}$$

O cálculo das restantes energias é análogo ao anterior, vem que:

$$E(gc)_{T_f} = 1.407 * 10^4 \text{ kJ}$$

$$E(Ar)_{T_i} = 294 * m_{as} \text{ kJ}$$

$$E(Ar)_{T_f} = 676 * m_{as} \text{ kJ}$$

$E(gc)_{T_f}$, $E(Ar)_{T_i}$, e $E(Ar)_{T_f}$ representam a energia da massa dos gases de combustão a T_f, e a energia da massa de ar secundário a T_i (20 °C) e a T_f (365 °C), respetivamente. Por fim, obtemos a relação que nos permite determinar a massa de ar secundário (m_{as}):

$$E(gc)_{T_{ad}} - E(gc)_{T_f} = E(Ar)_{T_f} - E(Ar)_{T_i} \quad (12)$$

A massa de ar secundário (m_{as}) é igual a 124.5 kg. A massa de ar envolvida na combustão de 1 kg de metano (CH_4) é igual à soma das massas de ar primário e secundário, totaliza o valor de 141,7 kg.

3.3.3 Evaporação

A potência envolvida na evaporação é dividida em três componentes, e.g. a potência envolvida na vaporização, a potência envolvida no aquecimento da água presente na barbotina até ao seu ponto de ebulição, e a potência envolvida no aquecimento do vapor de água do ponto de ebulição até à temperatura dos gases de exaustão. A Tabela 3.4 contém os valores de calor específico relevantes para o cálculo.

Tabela 3.4: Calor específico a pressão constante e calor específico latente de vaporização, adaptado de [32] [35] [36] [37].

Elemento	$C_p(\text{kJ/kgK})$	$C_{p,vap}(\text{kJ/kg})$	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	$T_3(^{\circ}\text{C})$	$T_4(^{\circ}\text{C})$
$H_2O(l)$	4.180 & 4.2157	2256	43	-	100	-
$H_2O(g)$	1.890 & 1.9055	-	-	-	100	136
Talco (s)	0.860	-	43	55	-	-

Para a Taxa de evaporação nominal (400 kg/h), a potência térmica necessária para promover a mudança de fase é obtida da seguinte forma:

$$P_{\text{Vaporização}} = Q_{\text{evaporação}} * C_{p,vap} = 902\,400 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} \quad (13)$$

O cálculo das restantes potências é análogo ao anterior, vem que:

$$P_{\text{aquec. } H_2O(l)} = 100\,630.4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$P_{\text{aquec. } H_2O(g)} = 29\,751.8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

A potência total de evaporação ($P_{\text{total evaporação}}$) consumida pelo sistema é igual à soma das potências calculadas, vem que:

$$P_{\text{total evaporação}} = 1\,032\,782 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

3.3.4 Perdas Térmicas

As perdas térmicas representam as perdas de calor associadas ao aquecimento do talco presente na barbotina até à temperatura de saída do produto seco ($T=55^{\circ}\text{C}$); ao aquecimento do nitrogénio presente na massa de ar primário (que alimenta a reação de combustão); e às perdas por condução entre a parede interior e exterior do atomizador.

O valor da potência térmica despendida para aquecer o talco é calculado de forma análoga às potências térmicas obtidas no subcapítulo anterior, da evaporação, e tendo em conta o calor específico a pressão constante, presente na Tabela 3.4. Para condições nominais, vem que:

$$P_{\text{aquec. Talco (s)}} = 7805.8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Na Tabela 3.5 encontram-se os valores do calor específico a pressão constante para o Nitrogénio (N_2), à temperatura de entrada no sistema ($T=20^{\circ}\text{C}$) e à temperatura de exaustão ($T=136^{\circ}\text{C}$).

Tabela 3.5: Calor específico a pressão constante do nitrogénio, adaptado de [33].

Elemento	$C_p(\text{kJ/kgK})$	$T_i(^{\circ}\text{C})$	$T_f(^{\circ}\text{C})$
N_2	1.0397 & 1.045	20	136

O valor da potência térmica despendida para aquecer o nitrogénio presente na massa de ar primário, em condições nominais, é dada pela seguinte relação:

$$P_{\text{aquec. } N_2 \text{ (g)}} = Q_{M_{N_2}} * [(C_p * T_f) - ((C_p * T_i))] = 34\,495.6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

As perdas de calor por condução entre a parede interior e exterior do atomizador são calculadas, por aproximação, tendo em conta as áreas de superfície das zonas representadas na figura da tabela 3.7. As zonas 1, 2, e 3, representam a conduta de admissão, o silo de atomização, e o cone por onde sai o produto atomizado, respetivamente. As zonas 1 e 2 possuem uma camada de isolamento com espessura de 200 mm, sendo a espessura da camada de isolamento da zona 3 igual a 75 mm.

Na tabela 3.6 são descritos os valores da condutividade térmica da lã mineral para a temperatura de entrada dos gases de combustão no sistema ($T=365^{\circ}\text{C}$), e para a temperatura de exaustão ($T=136^{\circ}\text{C}$).

Tabela 3.6: Valores de condutividade térmica para as temperaturas de entrada e de saída do sistema, adaptado de [38].

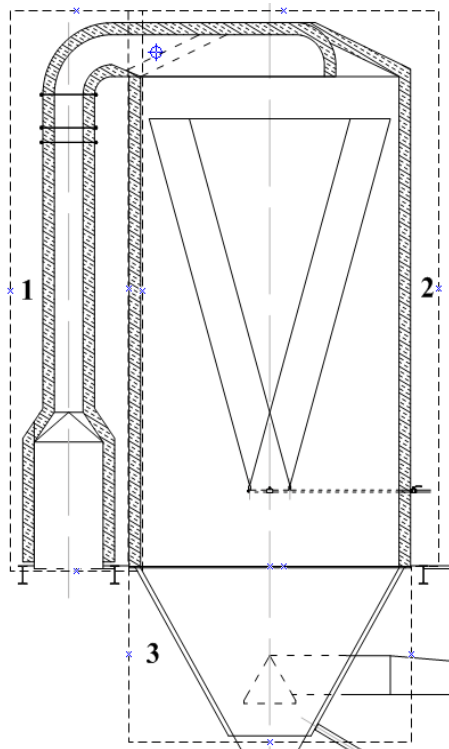
Entrada do Sistema	Saída do Sistema
T=365°C	T=136°C
K=0.11 W/mK	K=0.052 W/mK

As perdas de calor por condução são dadas pela seguinte expressão:

$$\Delta T = \frac{e}{K \cdot A} * q \quad (14)$$

Na Tabela 3.7. é ilustrada a delimitação das zonas assumidas para o cálculo das perdas de calor no processo. O diferencial de temperatura ΔT , entre a parede interior e exterior do atomizador é de 320K para as zonas 1 e 2, e de 91K para a zona 3.

Tabela 3.7: Ilustração das zonas consideradas para o cálculo das perdas de calor por condução e o seu respetivo valor.



Área de Superfície
$A_1 = 2\pi R h = 9.8m^2$ $A_2 = 2\pi R h + \pi R^2 = 13.07m^2$ $A_3 = \pi L R = 0.66m^2$
Perda de Calor por condução (horária)
$q_1 = 6209.28 \frac{kJ}{h}$ $q_2 = 8280.55 \frac{kJ}{h}$ $q_3 = 149.85 \frac{kJ}{h}$

Somando as perdas de calor nas três zonas, vem que $P_{condução} = 14\,639.7$ kJ/h.

A totalidade das perdas térmicas é a soma das perdas por condução, aquecimento do nitrogénio, e aquecimento do talco, sendo igual a 56 941.1 kJ/h.

3.3.5 Balanço de Massa

O poder calorífico inferior (PCI) do gás natural é de 48 397.5 kJ/kg [28]. O caudal mássico de gás que é necessário fornecer ao sistema em condições nominais contabiliza a potência térmica associada à evaporação, anteriormente calculada, e as perdas térmicas. A expressão do cálculo é a seguinte:

$$Q_{M_{gás\ natural}} = \frac{P_{total\ evaporação+Perdas\ Térmicas}}{PCI} = 22.5 \frac{kg}{h} \quad (15)$$

O caudal mássico de ar primário foi obtido da seguinte forma:

$$Q_{M_{ap}} = Q_{M_{gás\ natural}} * m_{ap} = 386.5 \frac{kg}{h} \quad (16)$$

O cálculo dos restantes caudais mássicos é análogo ao anterior, vem que:

$$Q_{Mas} = 2803.3 \frac{kg}{h}$$

$$Q_{M_{gc}} = 409.0 \frac{kg}{h}$$

Naturalmente, o caudal mássico total de ar é dado pela soma dos caudais mássicos de ar primário e ar secundário.

$$Q_{M_{Ar\ Total}} = 3089.8 \frac{kg}{h}$$

Na página seguinte, mostra-se o balanço de massa do processo (ver Tabela 3.8).

Tabela 3.8: Balanço de massa do processo de secagem por atomização (condições nominais).

Entrada	Saída
$Q_{M_2} = 3212.3$ kg/h	$Q_{M_4} = 756$ kg/h
$Q_{M_3} = 1156$ kg/h	$Q_{M_6} = 4418.7$ kg/h
$Q_{M_5} = 806.4$ kg/h	---
Total = 5174.7 kg/h	Total = 5174.7 kg/h

Os caudais mássicos, designados de Q_{M_2} , Q_{M_3} , Q_{M_4} , Q_{M_5} , e Q_{M_6} estão relacionados com a ilustração do balanço (ver Figura 3.10). O seu cálculo mostra-se de seguida:

$$Q_{M_2} = Q_{M_{as}} + Q_{gc} = 2803.3 + 409 = 3212.3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{M_3} = Q_{M_{\text{Granulado}}} + Q_{M_{\text{Evaporação}}} = 756 + 400 = 1156 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{M_4} = Q_{M_3} - Q_{M_{\text{Evaporação}}} = 1156 - 400 = 756 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{M_5} = Q_{V, \text{nominal}_{AR}} * \rho_{AR} = 672 * 1.2 = 806.4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{M_6} = Q_{M_2} + Q_{M_{\text{Evaporação}}} + Q_{M_5} = 3212.3 + 400 + 806.4 = 4418.7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

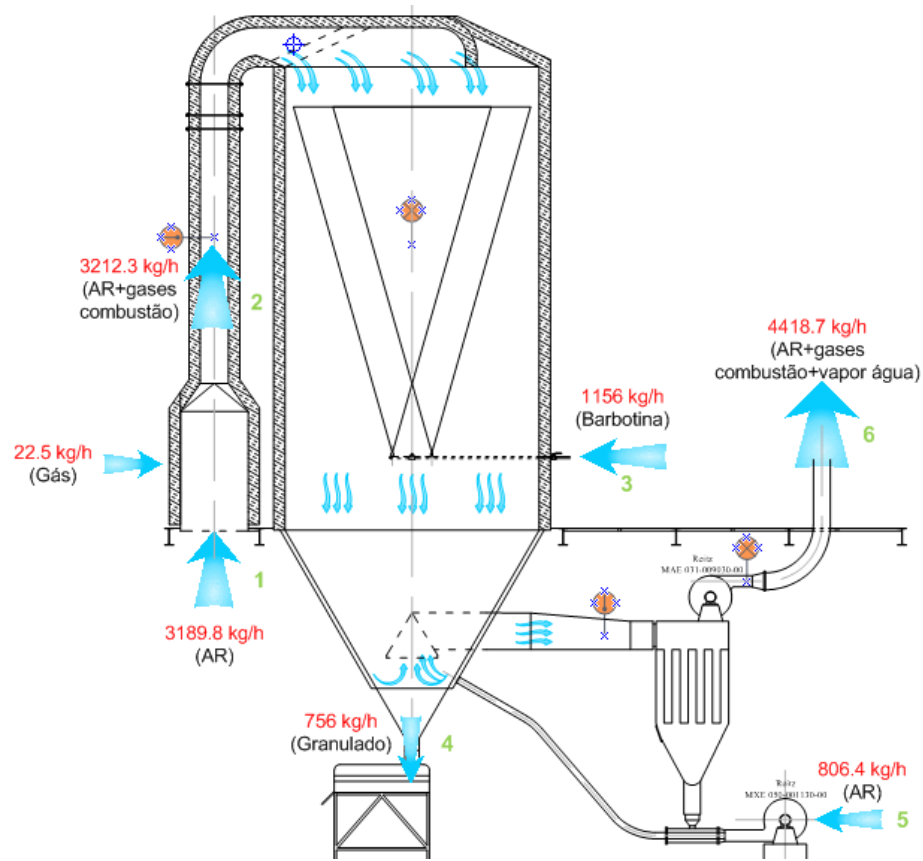


Figura 3.10: Fluxos de massa horários do processo (condições nominais).

Na Tabela 3.9 encontram-se os valores da massa volúmica dos gases lançados para a atmosfera em 6 (ver Figura 3.10), à temperatura de exatuação de 136 °C.

Tabela 3.9: Massa Volúmica dos gases de exaustão, adaptado de [39] [40] [41] [42].

	Massa volúmica (kg/m ³)
Ar	0.8648
Dióxido de carbono	1.298
Nitrogénio	0.8298
Vapor de água	0.5386

O cálculo do volume de gases de exaustão (V_{gc}) lançados para a atmosfera, é o seguinte:

$$V_{gc} = V_{as} + V_{CO_2} + V_{N_2} + V_{H_2O} + V_5 = \left[\frac{m_{as}}{\rho_{as}} + \frac{m_{CO_2}}{\rho_{CO_2}} + \frac{m_{N_2}}{\rho_{N_2}} + \frac{m_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} + \frac{m_5}{\rho_5} \right]^{T=136^\circ C} \quad (17)$$

$$V_{gc} = \frac{2803.3}{0.8648} + \frac{61.9}{1.298} + \frac{296.5}{0.8298} + \frac{450.7}{0.5386} + \frac{806.4}{1.2} = 5155.2 \text{ m}^3$$

3.3.6 Balanço de Energia

O balanço de energia está associado ao de massa. A energia é obtida de acordo com a seguinte equação:

$$E = m * C_p * T \quad (18)$$

Analogamente, a potência térmica é dada por:

$$P_T = Q_M * C_p * T \quad (19)$$

A Tabela 3.7 contém os valores da temperatura e calor específico dos constituintes, utilizados para calcular as potências térmicas seguindo a equação (19).

Tabela 3.10: Propriedades físicas e químicas dos elementos constituintes do balanço, adaptado de [32] [37] [36] [31] [33] [34].

	T (°C)	T (°K)	C _p (kJ/kg*K)					
			Ar	H ₂ O (l)	Talco	H ₂ O (g)	CO ₂ (g)	N ₂ (g)
1	20	293	1.00465	---	---	---	---	1.0397
2	365	638	1.0595	---	---	2.039	1.096	1.083
3	43	316	---	4.180	0.860	---	---	---
4	55	328	---	---	0.860	---	---	---
5	20	293	1.00465	---	---	---	---	---
6	136	409	1.01435	---	---	1.9055	0.94602	1.045

O balanço de energia é mostrado na página seguinte (ver Tabela 3.11).

Tabela 3.11: Balanço de energia do processo de secagem por atomização (condições nominais), cálculos detalhados nos anexos.

Entrada	Saída
P _{T2} = 2.208 * 10 ⁶ kJ/h	P _{T4} = 7805.8 kJ/h
P _{T3} = 7.339 * 10 ⁵ kJ/h	P _{T6} = 1.999 * 10 ⁶ kJ/h
P _{T5} = 2.374 * 10 ⁵ kJ/h	---
Total = 3.179 300 * 10 ⁶ kJ/h	Total = 2.006 805 * 10 ⁶ kJ/h

No balanço energético é necessário decompor os elementos constituintes dos gases de combustão, uma vez que a sua massa e calor específico são diferentes. Anteriormente foi calculado o caudal mássico de gases de combustão, a sua decomposição é a seguinte:

$$Q_{M_{gc}} = Q_{M_{CO_2}} + Q_{M_{H_2O}} + Q_{M_{N_2}} = 61.9 + 50.7 + 296.5 = 409.1 \frac{kg}{h}$$

O cálculo dos valores tabelados é o abaixo mostrado:

$$P_{T1} = Q_{M_{Ar\ Total}} * C_p * T_1 = 9.389 * 10^5 \frac{kJ}{h}$$

$$P_{T2} = [(Q_{M_{as}} * C_p) + (Q_{M_{CO_2}} * C_p) + (Q_{M_{H_2O}} * C_p) + (Q_{M_{N_2}} * C_p)] * T_2$$

$$P_{T_2} = 2.208 * 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$P_{T_3} = \left[(Q_{M_{\text{Granulado}}} * C_p) + (Q_{M_{\text{Evap.}}} * C_p) \right] * T_3 = 7.339 * 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$P_{T_4} = Q_{M_{\text{Granulado}}} * C_p * (T_4 - T_3) = 7805.8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$P_{T_5} = Q_{M_5} * C_p * T_5 = 2.374 * 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

No cálculo de P_{T_6} , o caudal mássico de evaporação é adicionado ao caudal mássico de vapor de água resultante dos gases de combustão. Analogamente, o caudal mássico de ar (Q_{M_5}) é adicionado ao caudal mássico de ar secundário ($Q_{M_{as}}$), vem que:

$$P_{T_6} = \left[((Q_{M_{as}} + Q_{M_5}) * C_p) + (Q_{M_{CO_2}} * C_p) + ((Q_{M_{H_2O}} + Q_{M_{Evap.}}) * C_p) + (Q_{M_{N_2}} * C_p) \right] * T_6$$

$$P_{T_6} = 1.999 * 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

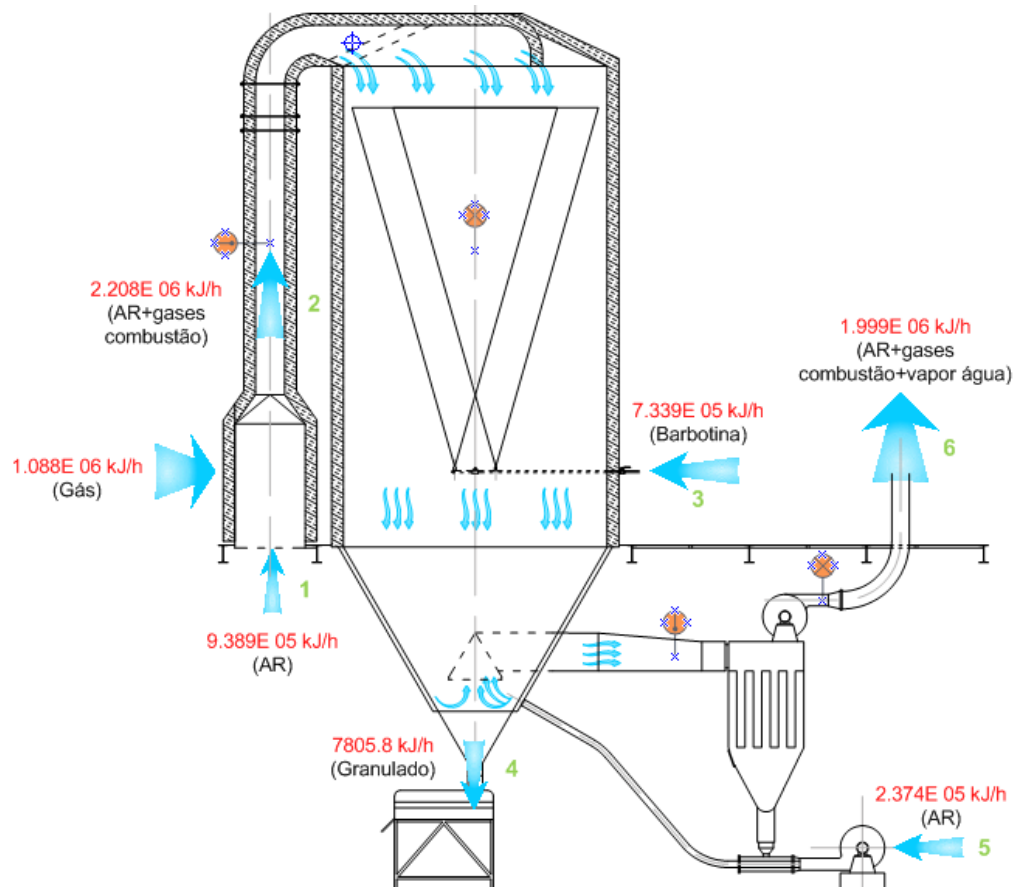


Figura 3.11: Fluxos de energia horários do processo de secagem por atomização (condições nominais).

4 Monitorização e Medição dos Parâmetros Processuais

4.1 Introdução

Este capítulo descreve todas as medições realizadas e aparelhos utilizados nas instalações da *Rauschert Portuguesa, S.A.* Por indicação da empresa, não foram fotografados equipamentos e/ou zonas passíveis de revelar informação protegida.

Realizaram-se medições com o intuito de caracterizar o processo, e de conhecer os valores típicos dos parâmetros processuais. Os consumos energéticos do processo (e.g. consumo de gás natural e de eletricidade), foram tratados através de folhas de cálculo do *Microsoft Excel*, e posteriormente estudados, com o objetivo de compreender a distribuição da energia no processo, e a sua eficiência.

Foram determinados os valores dos seguintes parâmetros: densidade aparente do granulado, humidade relativa do granulado, distribuição granulométrica do granulado, massa volúmica da barbotina, viscosidade da barbotina, temperatura da barbotina, e por fim, da temperatura e humidade ambiente. Os resultados da monitorização e da medição dos parâmetros serão apresentados no capítulo dos resultados e discussão.

4.2 Condições Atmosféricas

Para registar o valor da temperatura e humidade relativa ambiente foi utilizado um higrómetro “*testo*”, ilustrado na Figura 4.1. As especificações técnicas do aparelho são descritas na Tabela 4.1.



Figura 4.1: Higrómetro *testo 608-H2*.

Tabela 4.1: Especificações técnicas do higrómetro *testo 608-H2*.

Medição da Humidade		Medição da Temperatura	
Faixa de Medição	2 a 98 % rF	Faixa de Medição	[-10, +70 °C]
Exatidão	±2 %rF (2 a 98 % rF)	Exatidão	± 0.5°C (a 25 °C)
Resolução	0.1 % rF	Resolução	0.1 °C

O higrómetro foi colocado nas imediações da linha de produção numa superfície plana, à cota de 2,2m em relação ao chão da fábrica. O local escolhido é estável, não tendo perturbações provocadas por correntes e fluxos de ar a temperaturas e humidades que se afastem da ambiente.

4.3 Propriedades Físicas da Barbotina

4.3.1 Medição da Temperatura da Barbotina

A temperatura da barbotina foi medida com o termómetro “*Laserliner*”, ilustrado na Figura 4.2.



Figura 4.2: Termómetro eletrônico *Laserliner*.

4.3.2 Medição da Viscosidade da Barbotina

A viscosidade é definida como a resistência de um fluido ao escoamento e tensão de corte. A medição desta propriedade permite determinar indiretamente propriedades do material tais como o peso molecular e a densidade, que influenciam o seu comportamento em escoamento. Assume especial importância em processos como o da secagem por atomização, no qual é necessário bombear um fluido [43].

Para a medição deste parâmetro foi utilizado um viscosímetro digital “*BrookField Ametek*”, ilustrado na Figura 4.4. Para o fluido em questão, é utilizado um *spindle* rotativo LV-3 (63), ilustrado na Figura 4.3.

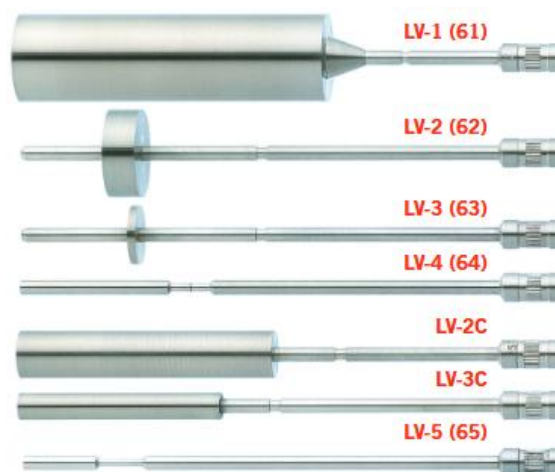


Figura 4.3: *LV Spindles* da *Brookfield Ametek* [44].

O valor da viscosidade é obtido a partir do valor do binário necessário para que o *spindle* gire a uma determinada velocidade, esta medida é independente da aceleração da gravidade pelo que se baseia na tensão de corte interna do fluido [45]. A velocidade de rotação utilizada é de 30 rpm.



Figura 4.4: Viscosímetro *Brookfield AMETEK* [46].

4.3.3 Medição da Massa Volúmica da Barbotina

A massa volúmica é obtida através do registo da massa de barbotina presente numa pipeta volumétrica de 1000 mL. A balança e pipeta utilizadas estão ilustradas na Figura 4.5.



Figura 4.5: Balança *ADAM CBC* e pipeta volumétrica de 100ml.

4.4 Características do Granulado

4.4.1 Medição da Densidade Aparente

A densidade aparente foi medida numa balança *Snowrex*, ilustrada na Figura 4.8. O copo metálico com capacidade de 100 cm^3 , que contém o granulado cuja densidade se pretende medir, é ilustrado na Figura 4.6. Para cumprir as características pretendidas, o granulado deve possuir uma densidade aparente dentro do intervalo $[990,1200]\text{ Kg/m}^3$.



Figura 4.6: Copo metálico com capacidade de 100 cm^3 .

A sequência das tarefas do procedimento para encher o copo metálico segue a ordem listada na Figura 4.7. Começa-se por retirar uma amostra de granulado seco (ver figura 4.7 a)), de seguida enche-se o copo metálico como ilustrado na Figura 4.7 b), e por fim, nivela-se o copo de acordo o ilustrado na Figura 4.7 c). O objetivo é que o granulado esteja bem nivelado no interior do copo metálico.



a)



b)



c)

Figura 4.7: Procedimento para encher o copo metálico com capacidade de 100 cm^3 .



Figura 4.8: Balança *Snowrex* modelo AV-3000.

Na Figura 4.9 é ilustrada a sequência das tarefas realizadas para obter o valor da densidade aparente, seguindo a ordem listada. É necessário tarar o copo metálico como indicado na Figura 4.9: **b)**. Em **c)** é obtido o valor da densidade aparente.



a)



b)



c)

Figura 4.9: Procedimento para obter a densidade aparente do granulado.

4.4.2 Medição da Humidade Relativa

A humidade relativa dos granulados foi medida com uma termobalança *COBOS PRECISION*, ilustrada na Figura 4.10. Para fazer a medição, deve ser colocado na balança entre 10 g a 11 g de granulado. Para cumprir as características pretendidas, o granulado deve possuir um valor de humidade dentro do intervalo $[0.2, 1.2]\%$.



Figura 4.10: Termobalança *COBOS PRECISION*, modelo IB-105.

Na Figura 4.11 é ilustrada a sequência das tarefas realizadas para obter o valor da humidade relativa, seguindo a ordem listada. Em **a)** é ilustrado o prato utilizado para depositar o granulado, em **b)** a termobalança com o granulado a medir, e por fim, em **c)** a termobalança em funcionamento.



a)



b)



c)

Figura 4.11: Procedimento para obter a humidade relativa do granulado.

4.4.3 Determinação da Distribuição Granulométrica

Este parâmetro foi determinado através de ensaios de peneiração utilizando cinco crivos com malhas progressivamente menores, formando uma coluna de peneiração colocada num vibrador mecânico *RETSCH* (Figura 4.12).

O registo consiste na medição da massa de granulado depositada em cada crivo, que é obtida subtraindo ao peso livre do respetivo. O diâmetro das malhas dos crivos é, de cima para baixo, 0.5 mm, 0.4 mm, 0.315 mm, 0.2 mm, e 0.1 mm.

De forma a obter um valor percentual, utilizou-se 100 g de granulado. Cada ensaio teve a duração de cinco minutos a uma frequência de 70 Hz.



Figura 4.12: Vibrador mecânico *RETSCH*.

4.5 Produção de Granulado

A Rauschert tem como procedimento típico a contabilização do número de caixas cheias com granulado em cada processo. As caixas possuem dimensões *standard*, e foi estipulado, por aproximação, que a massa de granulado por caixa é sempre a mesma.

Como tal, a produção é obtida pelo produto entre o valor de massa de granulado aproximado por caixa, e o número de caixas que se enchem por processo. Importa referir que este procedimento utilizado na Rauschert provoca, naturalmente, a existência de erros elevados na quantidade de produto obtido.

4.6 Monitorização dos Consumos Energéticos

O tratamento dos dados referentes aos consumos energéticos permitiu obter as curvas do consumo de gás natural e de eletricidade do processo. Na Figura 4.13 são ilustradas as referidas curvas num processo típico de secagem por atomização. O procedimento foi realizado para cada um dos vinte processos monitorizados.

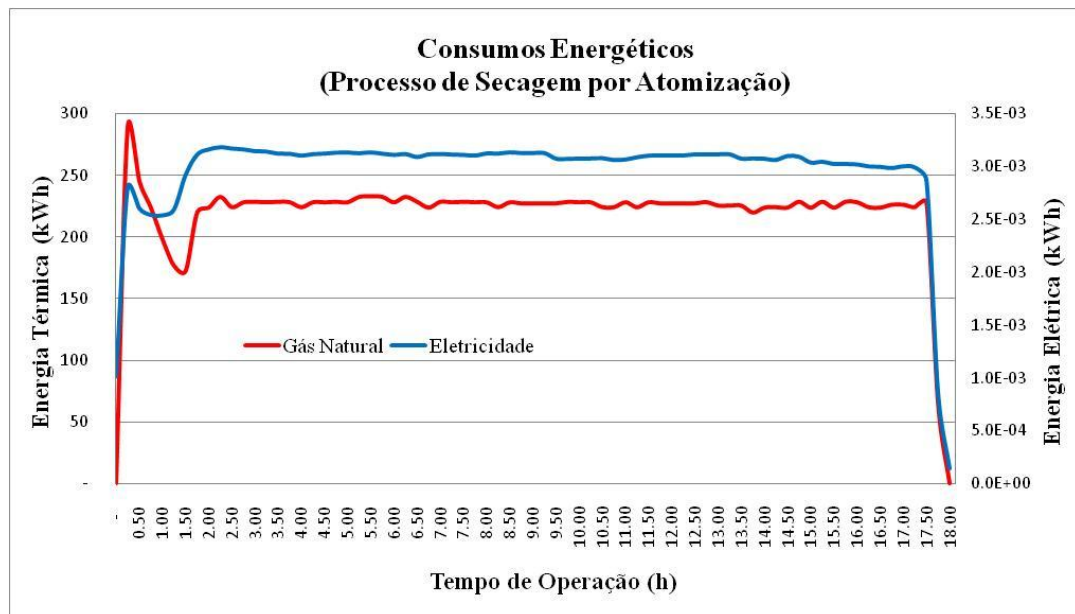


Figura 4.13: Curvas dos consumos energéticos de um processo de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa.

Sabe-se que o consumo de eletricidade se deve maioritariamente aos ventiladores de voluta e auxiliar, que controlam o caudal de ar de secagem no processo.

A zona de constância nos consumos corresponde à fase em que ocorre a atomização da barbotina. Salienta-se que ao contrário da curva do consumo de gás, a curva do consumo de eletricidade entra na zona constante num patamar de consumo superior ao pico correspondente ao arranque do processo, o que permite concluir que o acréscimo no consumo elétrico provém da bomba de diafragma, cujo objetivo é pressurizar a barbotina para o topo do silo de atomização.

Da análise da ilustração gráfica, tiram-se as seguintes ilações: o consumo de eletricidade é inferior em cinco ordens de grandeza ao consumo de gás; o processo possui uma fase de arranque que se verifica pelos picos no consumo de eletricidade e gás; o processo possui automatismos que adequam o caudal do ar de secagem ao caudal de gás injetado no queimador.

Da análise dos gráficos dos vinte processos, semelhantes ao ilustrado na figura anterior, conclui-se que: a fase de arranque dura em média 1,5 h, que o pico do consumo de gás ocorre em média meia hora depois do queimador ser ligado, e que o consumo de gás no momento em que ocorre o pico de consumo é 30 % superior ao consumo médio ao longo do processo.

Na seguinte figura são ilustrados os consumos energéticos médios por hora, da totalidade dos processos monitorizados na Rauschert Portuguesa.

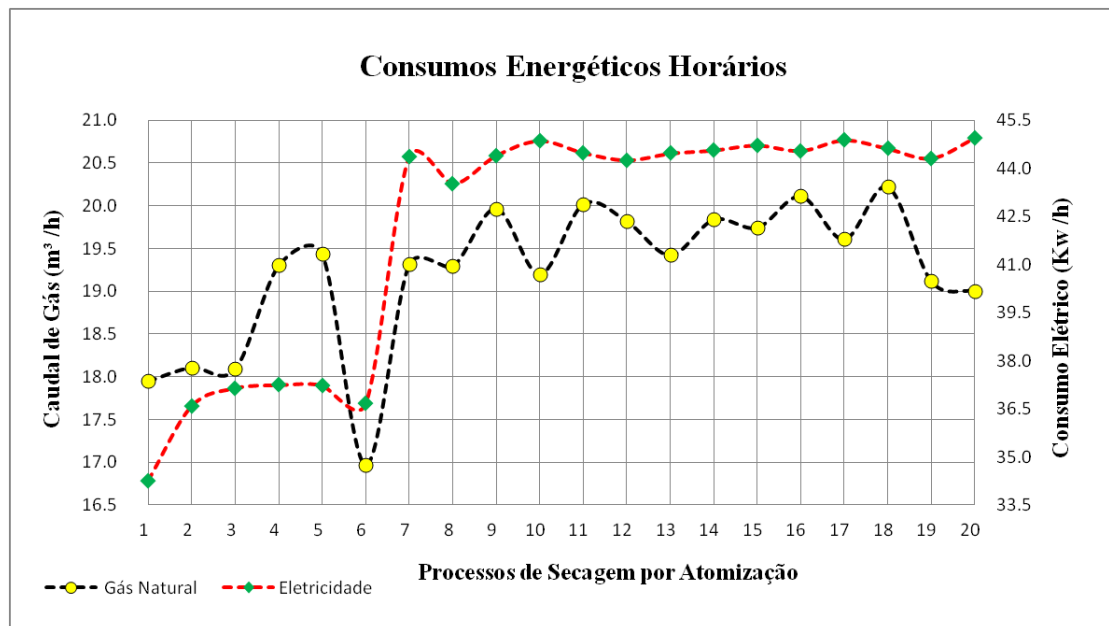


Figura 4.14: Consumos energéticos horários dos vinte processos monitorizados, Rauschert Portuguesa.

Como se pôde verificar, a curva do consumo elétrico tem um comportamento semelhante à do consumo de gás, pelo que é possível confirmar a existência de um controlador proporcional, conectado entre o queimador e os ventiladores de voluta e auxiliar.

5 Resultados e Discussão

5.1 Introdução

Neste capítulo são apresentados e discutidos os principais resultados do trabalho levado a cabo. A monitorização do processo permitiu conhecer as variações típicas dos parâmetros processuais e cruzar esta informação com as características do granulado, permitindo tirar conclusões acerca da influência das propriedades físicas da barbotina nas características do granulado, que se revelaram coerentes com o previsto pela literatura. O modelo digital revelou-se de grande utilidade para identificar a distribuição da potência térmica no processo e para efetuar comparações com o processo real referentes à sua eficiência e impacto ambiental.

5.2 Monitorização dos Parâmetros Processuais

5.2.1 Temperaturas de Operação e Condições Atmosféricas

A monitorização das temperaturas de operação e condições atmosféricas revelou-se útil para quantificar as variações que ocorrem tipicamente num processo de secagem por atomização. No entanto, não foram encontradas relações passíveis de serem assinaladas entre as temperaturas de operação e as condições atmosféricas.

Mostra-se na seguinte figura o resultado da monitorização das temperaturas de operação ao longo de um processo. O eixo das abcissas reflete o tempo decorrido após o queimador ser ligado.

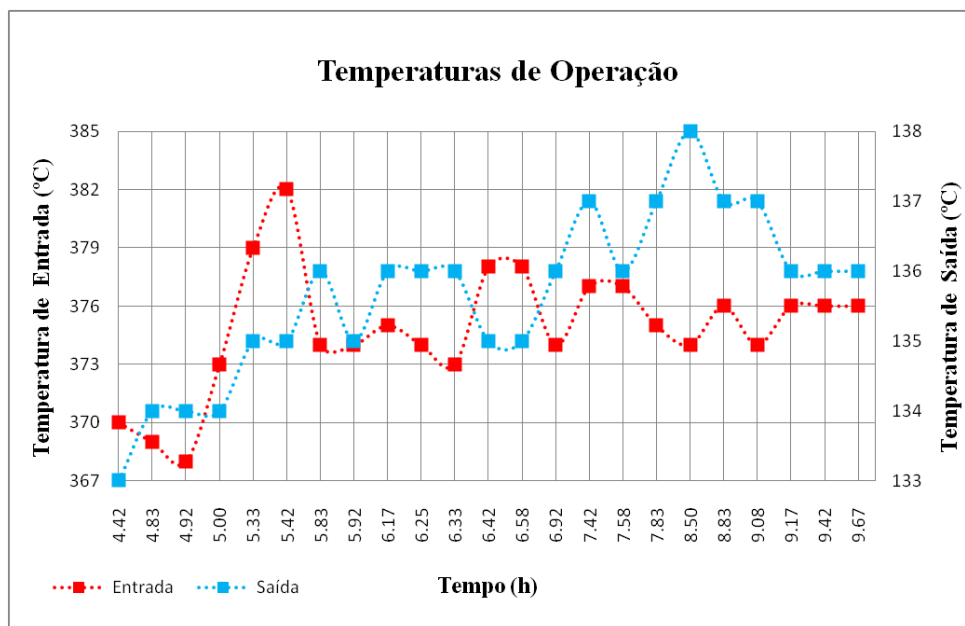


Figura 5.1: Variação das temperaturas de operação, Rauschert Portuguesa.

De acordo com a literatura, o gradiente de temperatura é uma medida da eficiência térmica do processo, sendo que quanto maior o gradiente, maior a eficiência. Pode-se constatar que existe relação entre a temperatura de entrada e a de saída, contudo, a temperatura de saída é influenciada não só pela temperatura de entrada, mas também pela taxa de evaporação de água e pelo caudal de ar de secagem.

Nota-se que a temperatura de saída possui flutuações de menor valor relativamente à temperatura de entrada, o que reforça a conclusão de que depende de vários parâmetros para além da temperatura de entrada.

Na Figura 5.2 mostram-se as curvas da temperatura ambiente e da humidade relativa ambiente. Estes parâmetros foram medidos, com o objetivo de averiguar se influenciam os parâmetros processuais e/ou as características do granulado cerâmico.

Os resultados obtidos não permitem tirar qualquer conclusão que explicita a influência destes parâmetros. No entanto, a sua medição revelou-se de grande importância para poder descartar a hipótese de constituírem um fator de ruído no processo.

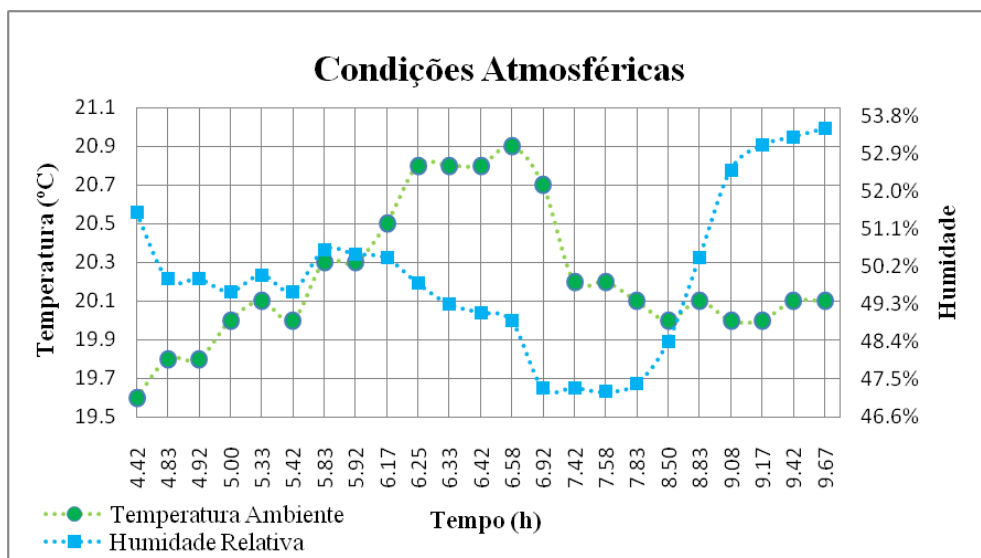


Figura 5.2: Variação da temperatura e da umidade ambiente, Rauschert Portuguesa.

Verifica-se a esperada relação inversa entre a temperatura ambiente e a umidade relativa ambiente. As medições realizadas revelaram-se inconclusivas no período de tempo em que foram efetuadas. Atendendo à psicometria, sabe-se que estes dois parâmetros têm de influenciar o processo, no entanto, tal não se verifica porque as variações não são suficientemente elevadas.

Seria de grande utilidade monitorizar estes parâmetros durante a noite, período em que as variações serão mais acentuadas e as condições atmosféricas poderão ter um impacto considerável no processo.

5.2.2 Propriedades Físicas da Barbotina e a sua Influência nas Características do Granulado

Não foram encontradas relações passíveis de serem assinaladas entre as propriedades físicas da barbotina e a umidade relativa e a densidade aparente do granulado.

No entanto, mostra-se na seguinte figura o resultado da medição da densidade aparente e da umidade relativa do granulado ao longo de um processo típico de secagem por atomização.

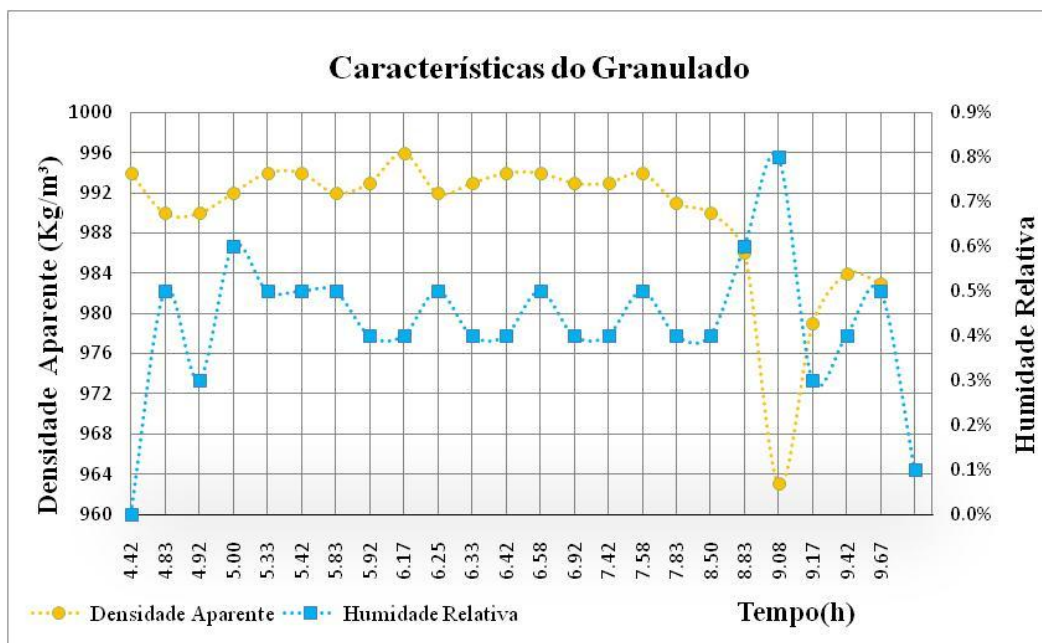


Figura 5.3: Variação da densidade aparente e da humidade relativa do granulado cerâmico em um processo típico de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa.

A densidade aparente e a humidade relativa do granulado são dois parâmetros cujo controlo é apertado e que atestam a qualidade do produto seco. A humidade relativa do granulado deve-se situar entre 0,2 % e 1,2 %, e a densidade aparente deve-se situar entre 990 kg/m³ e 1010 kg/m³. Granulados com teor de humidade próximo do limite inferior podem dificultar o processo de compactação na prensagem unidirecional [20].

A barbotina utilizada no processo alvo de estudo é um fluido não-newtoniano e apresenta características reológicas tixotrópicas. A tixotropia consiste na variação da viscosidade em resposta à tensão de corte aplicada ao fluido.

O processo de secagem por atomização de suspensões desta natureza exige um controlo apertado da viscosidade. Da experiência obtida na Rauschert Portuguesa, S.A, pode-se concluir que elevados valores de viscosidade da barbotina potenciam a ocorrência de entupimentos nos bicos de atomização, forçando a interrupção do processo e contribuindo para um acréscimo no gasto energético.

Segundo Ribeiro *et al* [4] a utilização de suspensões de maior massa volúmica possibilita a obtenção de granulados com tamanho de grão superior. Na tabela 5.1 estão descritas as propriedades físicas de uma barbotina estabilizada, o caudal médio de gás, e o tempo de operação para um dado processo.

Tabela 5.1: Propriedades relevantes de uma barbotina estabilizada e parâmetros processuais de um processo de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa.

	Massa Volúmica (kg/m ³)	Viscosidade (mPa*s)	Caudal de gás (m ³ /h)	Tempo de operação (h)
Valor médio	1694	646	20.3	16.5
Desvio padrão	2.8	61.8	-	-

Na Figura 5.4 estão representadas as distribuições granulométricas resultantes de nove ensaios de peneiração realizados num processo com as especificações supramencionadas.

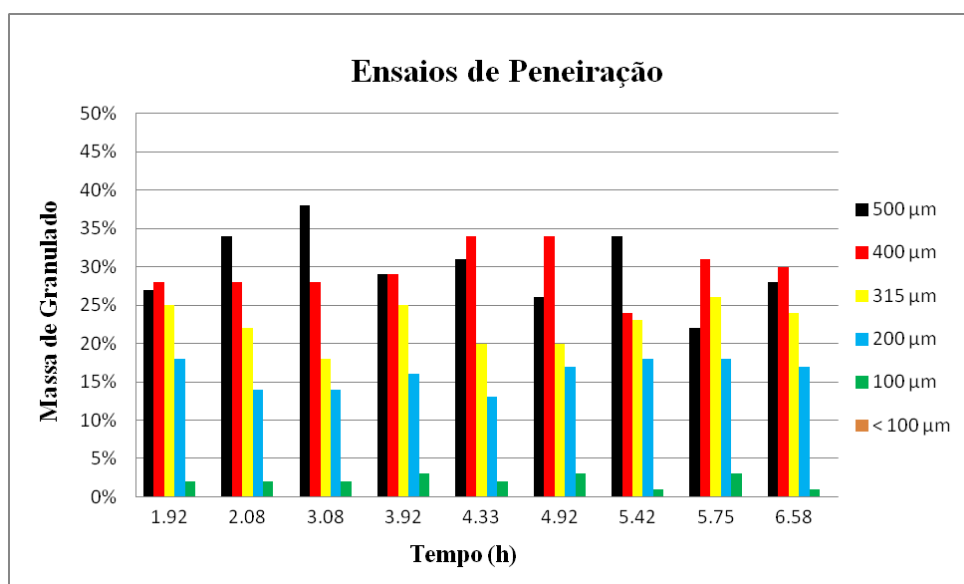


Figura 5.4: Distribuições granulométricas para uma barbotina estabilizada, Rauschert Portuguesa.

As distribuições granulométricas obtidas para a barbotina estabilizada são coerentes com o previsto na revisão bibliográfica. A barbotina estabilizada possui um valor médio de massa volúmica superior à barbotina não estabilizada (ver Tabela 5.2). No entanto, não se verifica que o tamanho dos granulados obtidos na barbotina de massa volúmica superior seja mais elevado que na barbotina de massa volúmica inferior (ver Figura 5.6).

A razão pela qual tal não se verifica, justifica-se com as flutuações (i.e., desvio padrão) da massa volúmica e viscosidade da barbotina não estabilizada (ver Figura 5.5), e, pelo valor médio de viscosidade da última. A relação de causalidade entre massa volúmica da barbotina e

densidade do granulado existe, e de uma forma geral é direta. No entanto, só é possível de ser observada se as barbotinas comparadas possuírem o mesmo valor médio e desvio padrão de viscosidade, o que não acontece.

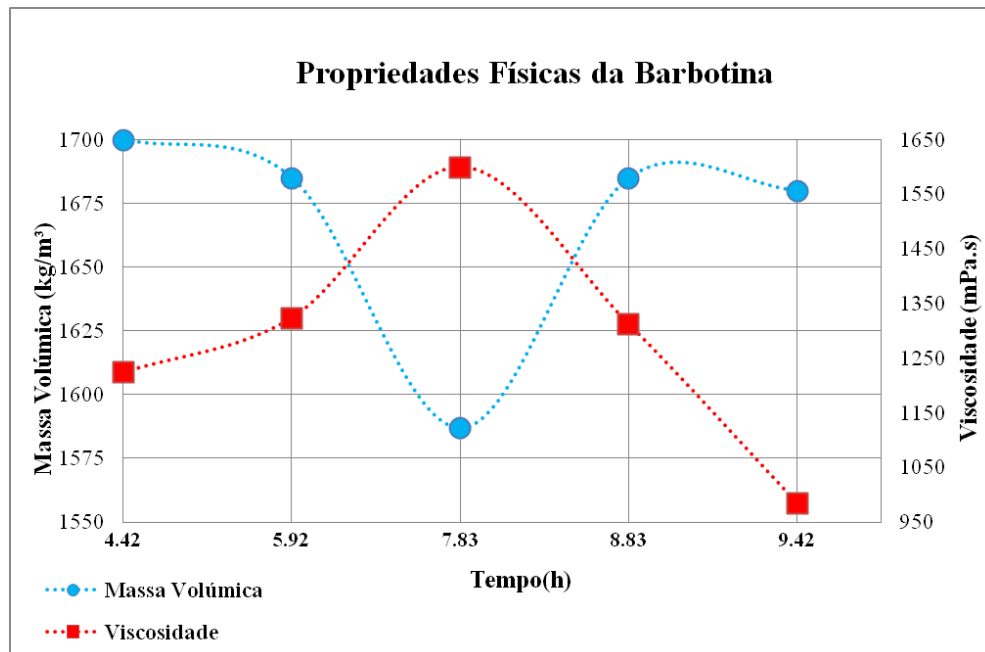


Figura 5.5: Variação da massa volúmica e da viscosidade de uma barbotina não estabilizada, Rauschert Portuguesa.

Tabela 5.2: Propriedades relevantes de uma barbotina não estabilizada e parâmetros processuais de um processo de secagem por atomização, Rauschert Portuguesa.

	Massa Volúmica (kg/m³)	Viscosidade (mPa*s)	Caudal de gás (m³/h)	Tempo de operação (h)
Valor médio	1667	1289	18.1	21.25
Desvio padrão	45.6	221.2	-	-

Na Figura 5.6 estão representadas as distribuições granulométricas resultantes de sete ensaios de peneiração realizados num processo com as especificações mencionadas na Tabela 5.2.

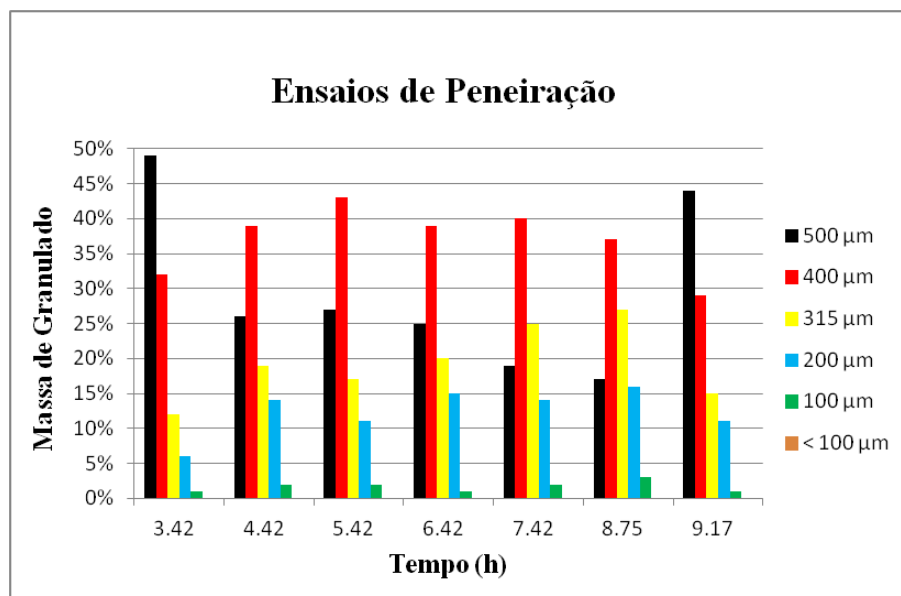


Figura 5.6: Distribuições granulométricas para uma barbotina não estabilizada, Rauschert Portuguesa.

Comparando as distribuições granulométricas obtidas no processo de secagem por atomização da barbotina não estabilizada (Figura 5.6), com as distribuições granulométricas obtidas para a barbotina estabilizada (Figura 5.4), concluímos que o tamanho de granulado obtido para a barbotina não estabilizada foi superior.

É possível verificar o citado por Ribeiro *et al.* [4], “o aumento da viscosidade da barbotina origina engrossamento dos grãos”. Verificou-se que a viscosidade influencia bastante o tamanho de granulado, e que as variações (i.e, desvio padrão) da viscosidade e da massa volumica se traduzem na obtenção de distribuições granulométricas heterogêneas, como é possível observar na Figura 5.6. Como previsto pela literatura, os entupimentos ocorrem quando a energia de atomização é elevada o suficiente para impossibilitar o fenómeno de desintegração da gota.

5.2.3 Análise dos Consumos Energéticos

O consumo total de gás é um parâmetro que depende da duração do processo, por sua vez, o tempo de duração do processo está naturalmente relacionado com a quantidade de barbotina a atomizar. É sabido que para este processo é unicamente utilizada uma suspensão de estearite, o que torna coerente a comparação entre os caudais médios de gás consumidos entre cada processo analisado. Foram atribuídos quatro grupos de consumo compreendidos entre o valor mínimo de 17 m³/h, e o valor máximo de 20.2 m³/h, representados na Figura 5.7.

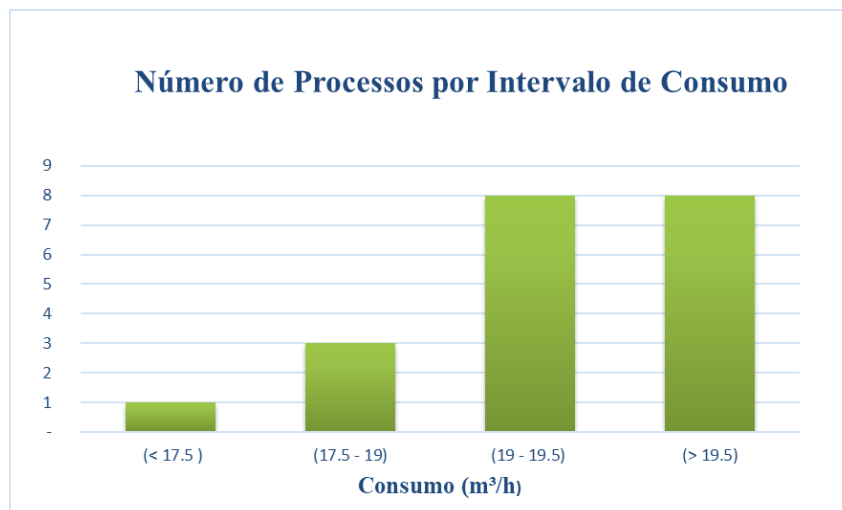


Figura 5.7: Número de ocorrências por intervalo de consumo médio de gás.

Concluiu-se que em 80 % dos casos, o caudal médio de gás consumido é superior a 19 m³/h. Na Figura 5.8 podemos observar um cronograma que dispõe cronologicamente os caudais médios de gás consumidos nos vinte processos de atomização monitorizados.

Da análise do cronograma, é possível identificar um padrão no caudal médio de gás consumido, à exceção do sexto processo de secagem por atomização. Na revisão bibliográfica foi detalhada a composição da esteatite, sendo esta constituída maioritariamente por talco, e também por argila e fundente. As matérias – primas naturais constituem um factor de ruído, ou seja, existem variações na composição química dos constituintes. Como tal, apesar de ser mantida sempre a mesma formulação de barbotina, as propriedades físicas e químicas desta sofrerão inevitavelmente alterações.

De acordo com o estudado na revisão bibliográfica, a adição de desfloculantes na barbotina representa um papel fundamental na prevenção da aglomeração de partículas [25]. A sua adição foi considerada imprescindível para garantir que a viscosidade da barbotina não excede o valor de 700 mPa.s, e que a massa volúmica atinge o valor de 1.7 kg/dm³ [20].

Na Figura 5.9 são ilustradas as variações das propriedades de uma barbotina devidamente estabilizada, pode-se verificar que a variação da massa volúmica e da viscosidade é muito baixa.

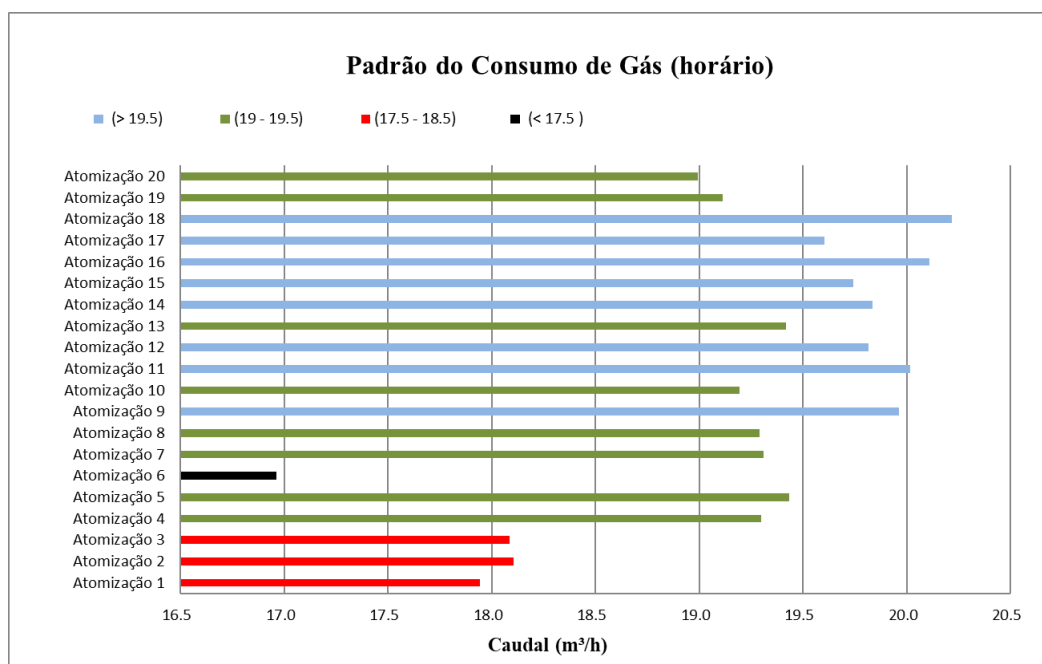


Figura 5.8: Sequência cronológica do consumo médio de gás (horário) dos processos acompanhados.

Sabe-se, de um estudo publicado por Oliveira *et al* [20], que são adicionados diferentes desfloculantes à barbotina, e que cada um produz um efeito distinto no controlo da viscosidade e da massa volúmica da barbotina. Os desfloculantes podem alterar o calor latente de vaporização e o ponto de ebulição da barbotina, facto que justifica o padrão ilustrado anteriormente.

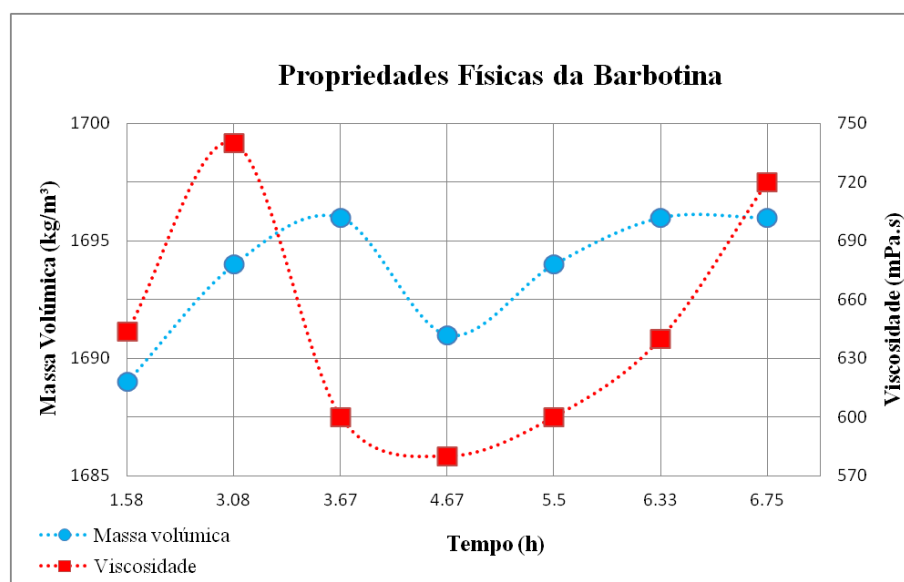


Figura 5.9: Variação da massa volúmica e da viscosidade de uma barbotina estabilizada, Rauschert Portuguesa.

No capítulo 4 foram analisados os consumos energéticos (e.g. consumo de gás e consumo de eletricidade) dos vinte processos acompanhados. Analogamente, foi obtida a produção de granulado em cada processo. Na Figura 5.10, mostra-se a variação do parâmetro produção específica de granulado no decorrer dos processos acompanhados.

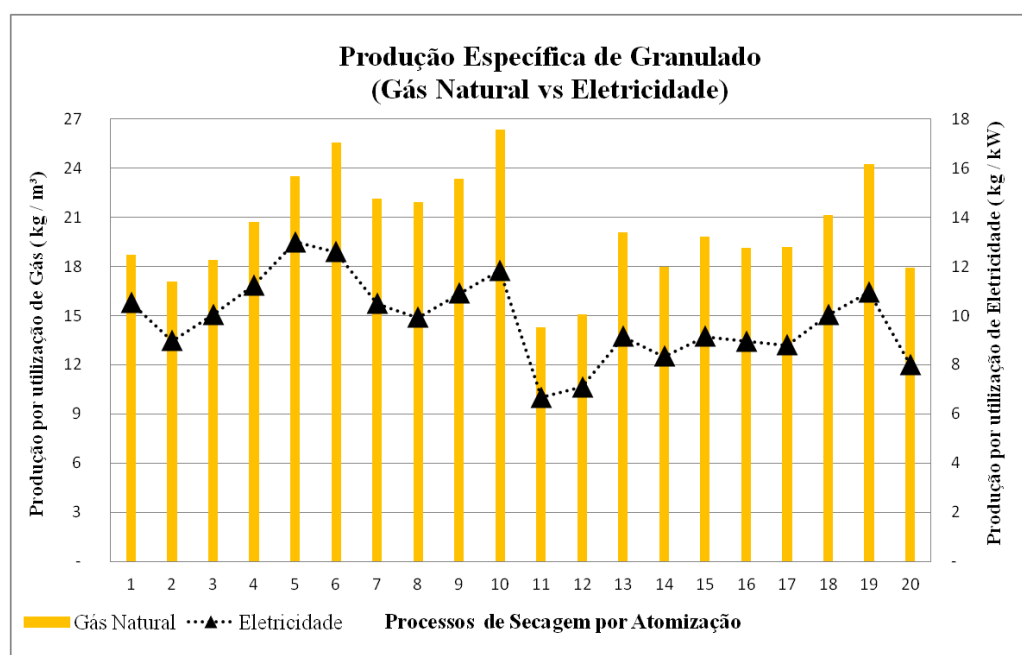


Figura 5.10: Produção específica de granulado por utilização de gás natural e por utilização de eletricidade, Rauschert Portuguesa.

A produção específica é um parâmetro indicativo da eficiência energética do processo, e reflete a quantidade de granulado (em kg) que se produz com 1 m³ de gás natural, no caso da produção por utilização de gás. No caso da produção por utilização de eletricidade, este parâmetro reflete a quantidade de granulado (em kg), que se produz com 1 kW de eletricidade.

Os processos mais eficientes serão aqueles cuja produção específica de granulado é mais elevada. Por força dos automatismos do processo, um aumento na produção por utilização de gás refletir-se-á em um aumento na produção por utilização de eletricidade.

No entanto, é possível constatar, comparando a produção do processo 10 com a do processo 6, que nem sempre esta relação se verifica, isto é, o facto de um processo possuir uma produção por utilização de gás superior a outro processo, não significa obrigatoriamente que a sua produção por utilização de eletricidade seja também superior à do processo em comparação.

Por exemplo, o processo 6 possui uma produção por utilização de eletricidade superior à do processo 10 porque a taxa de evaporação no processo 6 foi inferior à do processo 10. Sabe-se que a maior parte da eletricidade consumida se deve ao funcionamento dos ventiladores, e que estes possuem um mecanismo de controlo proporcional, adaptando o caudal de ar ao caudal de gás debitado no queimador. As variações da produção específica ao longo dos processos acompanhados demonstram que o processo não está estabilizado.

5.3 Análise do Processo segundo o Modelo Digital

5.3.1 Distribuição da Potência Térmica

A Figura 5.11 ilustra uma versão simplificada do fluxo de massa horário no processo de secagem por atomização.

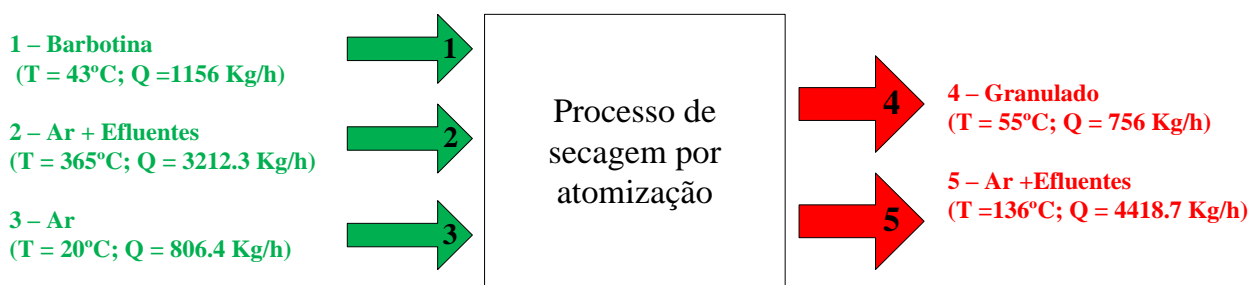


Figura 5.11: Entradas e saídas do processo de secagem por atomização (condições nominais), modelo digital.

De acordo com o abordado no capítulo 3, a potência térmica envolvida na evaporação é dividida em três componentes, cuja distribuição está exposta no diagrama da Figura 5.12.

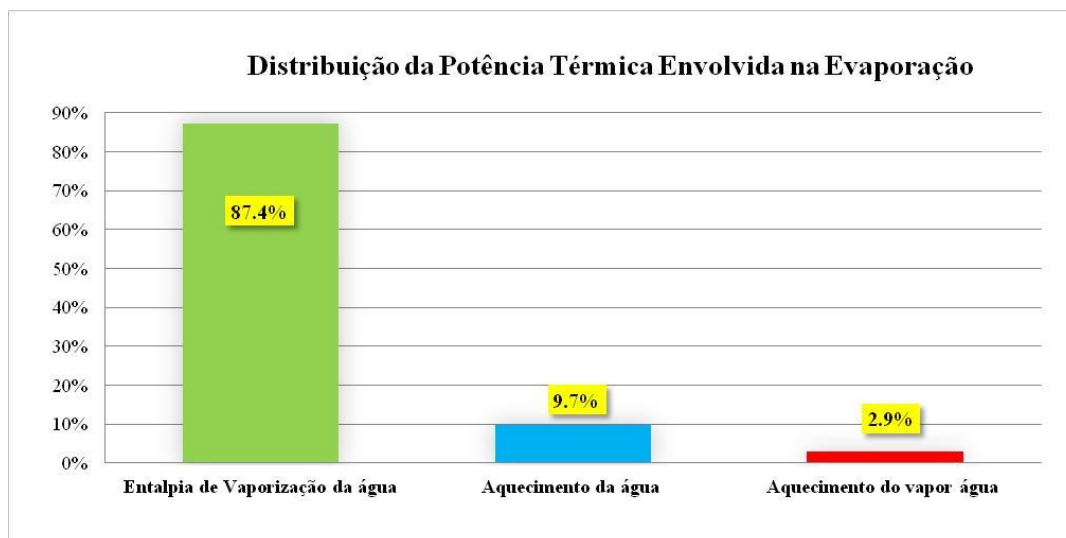


Figura 5.12: Potência térmica envolvida na evaporação, Modelo Digital.

O maior dispêndio energético na evaporação está associado à entalpia de vaporização da água (transição de fase), que possui o valor de 2256 kJ por kg de água evaporada. A potência térmica envolvida na evaporação depende da temperatura de entrada da barbotina na câmara de secagem, da temperatura de escape dos efluentes gasosos, e principalmente, da taxa de evaporação. Naturalmente, o valor das potências será tanto maior quanto mais elevado forem os valores dos parâmetros descritos, no entanto, as percentagens assinaladas no gráfico mantêm-se aproximadamente constantes. Os processos de secagem possuem um rendimento relativamente baixo. A modelação digital permitiu obter a distribuição da potência térmica para o processo de secagem por atomização, a operar segundo as condições nominais.

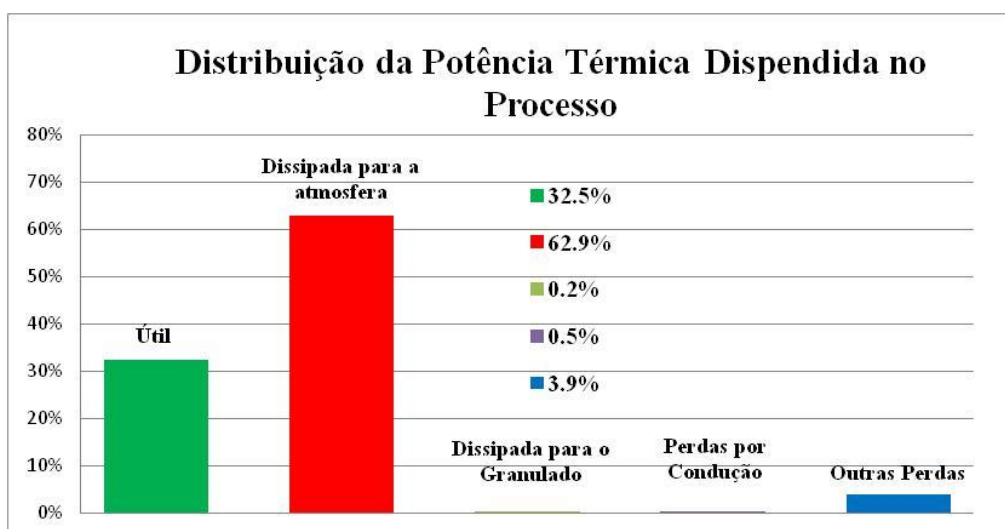


Figura 5.13: Potência térmica dispendida no processo (condições nominais), Modelo Digital.

Conclui-se que, para as condições nominais simuladas, 62.9 % da potência térmica fornecida ao sistema é dissipada para a atmosfera. O rendimento térmico do processo baixa com o decréscimo da taxa de evaporação, e aumenta com a diminuição da massa volúmica da barbotina. O rendimento térmico do processo para as condições nominais é de 32.5 %.

5.3.2 Eficiência do Processo

Para estudar a eficiência do processo real de secagem por atomização procedeu-se à comparação do parâmetro “produção de granulado por utilização de gás natural” obtido com os dados do processo real, com o obtido pelo modelo digital. A produção por utilização de eletricidade não foi incluída na comparação porque o consumo elétrico não foi admitido na modelação digital do processo.

O modelo digital, como hipótese simplificada que é, não inclui no seu funcionamento a perda de material ao longo do processo. Como tal, o consumo total de gás para cada processo segundo o modelo digital, obteve-se através da introdução dos valores da massa de granulado produzidos e das respetivas taxas de evaporação.

A comparação entre a produção de granulado por utilização de gás natural obtida no processo real e no modelo digital, é ilustrada na Figura 5.14.

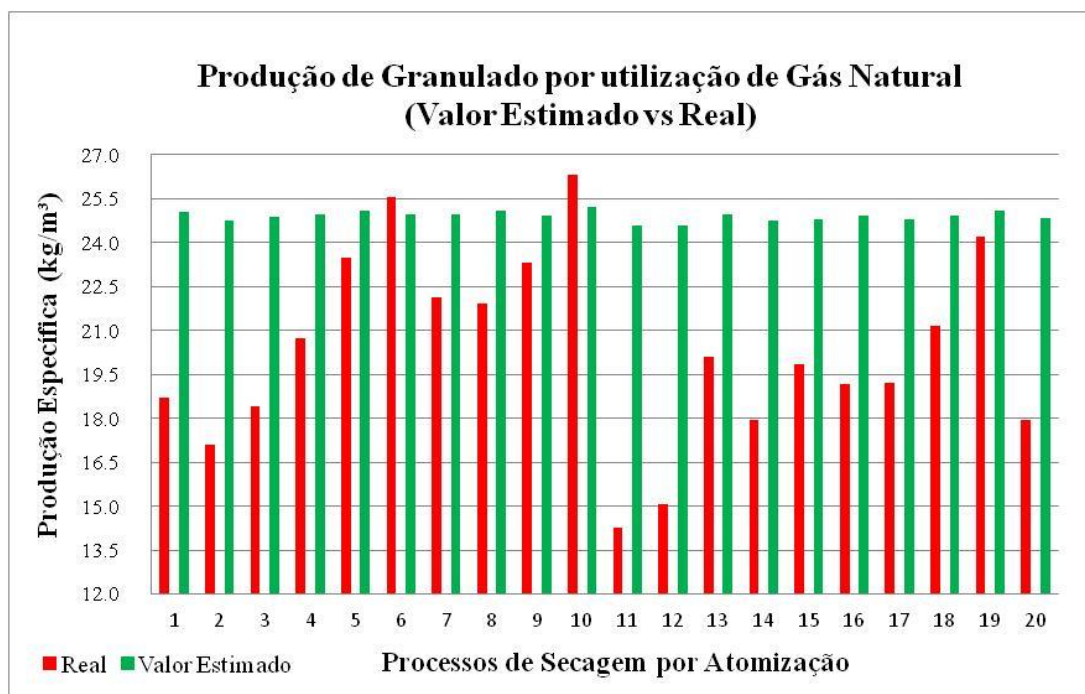


Figura 5.14: Comparação entre a produção específica de granulado obtida pelo modelo digital e a produção específica obtida no processo real.

Um processo estabilizado é caracterizado pela constância do valor da produção específica, como se mostra no caso do modelo digital. Uma das justificações para a variação da produção específica do processo real tem forçosamente de estar relacionada com a própria produção de granulado, que é obtida por estimativa, e não por medição rigorosa.

Como referido anteriormente, o controlo rigoroso das propriedades da barbotina dita se o processo ocorre continuamente ou se é forçado a parar, sendo que quanto maior for a duração dos tempos de paragem, menor é a produção específica. De referir ainda que a produção específica do processo real se aproxima da produção específica obtida pelo modelo digital nos processos cuja eficiência foi superior.

5.3.3 Impacto Ambiental e Custos associados à Potência Térmica

Sabe-se que o preço do gás natural para uso industrial é relativamente baixo, o que torna o recurso a este combustível mais frequente. A Tabela 5.3 contém os preços do gás natural para a indústria na União Europeia 27, Alemanha, e Portugal.

Tabela 5.3: Preço do Gás Natural para Utilizadores Industriais 2019, adaptado de [47].

Preço do Gás Natural para Utilizadores Industriais (eur/GJ)	
União Europeia 27	11.79
Alemanha	9.80
Portugal	13.28

Atendendo ao valor do preço do gás natural para a indústria em Portugal, o custo associado à potência térmica é obtido da seguinte forma:

$$Custo = PCI * Consumo_{Gás} * Preço_{Gás} \quad (20)$$

O poder calorífico inferior (PCI) do gás natural é de 38718 kJ/m³ [28]. Analogamente aos parâmetros específicos anteriormente apresentados, obteve-se o valor do custo da potência térmica por kg de granulado produzido, ilustrado na Figura 5.15.

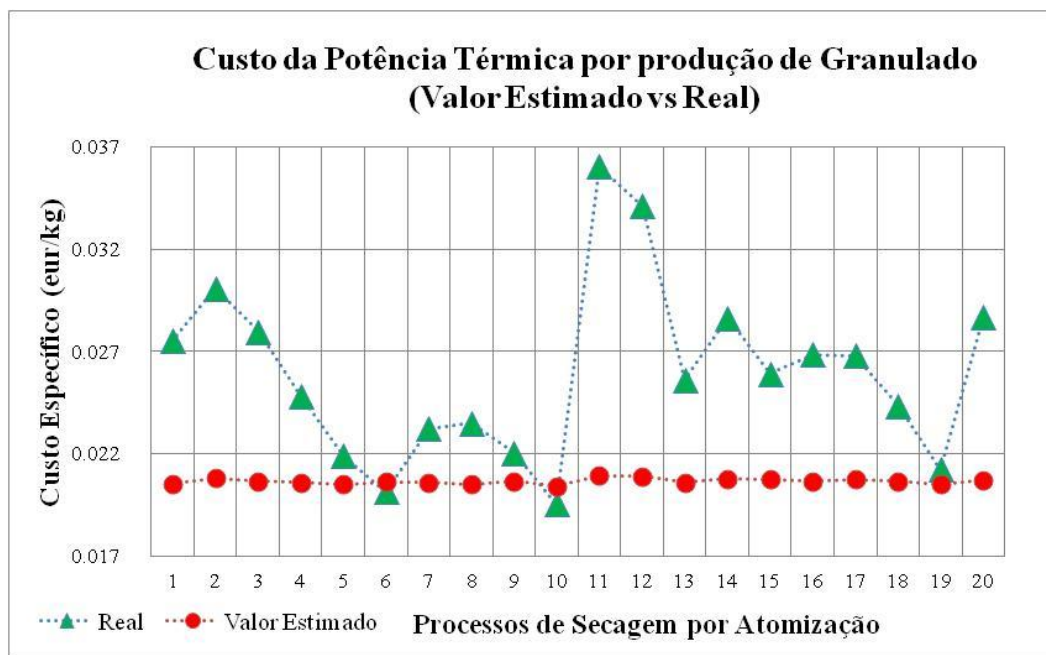


Figura 5.15: Comparação entre o custo específico da potência térmica entre o processo real e o modelo digital.

Este parâmetro é um indicativo da eficiência do processo. Analisando o gráfico acima ilustrado conclui-se que o preço de utilização do gás natural por kg de granulado produzido sofre grandes variações ao longo dos processos acompanhados.

No que respeita às emissões de CO_2 para a atmosfera resultantes do processo de secagem por atomização, o cálculo é efetuado pela seguinte fórmula [48]:

$$CO_2 \text{ emitido} = FE * FO * \frac{PCI}{PCS} * Consumo_{Gás} \quad (21)$$

FE representa o fator de emissão específico de gás natural e FO representa o fator de oxidação para a combustão do gás natural. Com base nos consumos de gás monitorizados dos processos acompanhados e no número de processos que decorrerem ao longo de um ano civil, estima-se que o processo de secagem por atomização para a obtenção de granulado cerâmico de esteatite, a operar na Rauschert Portuguesa, S.A., seja responsável pela emissão de aproximadamente 74 toneladas de dióxido de carbono anuais.

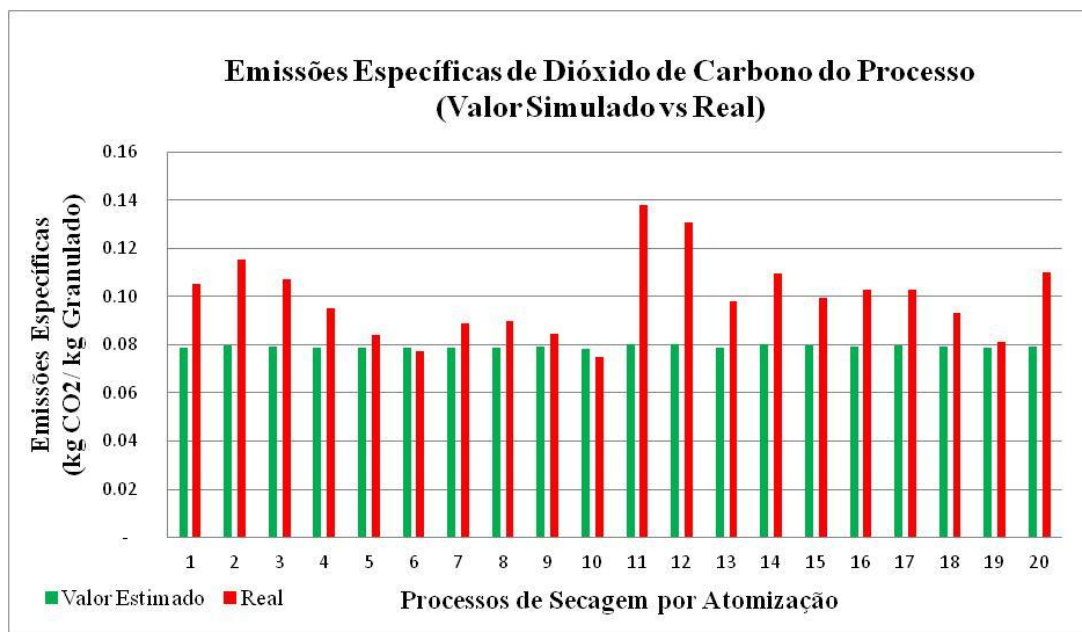


Figura 5.16: Comparação entre as emissões específicas de dióxido de carbono do processo real e do modelo digital.

O gráfico de barras acima ilustrado mostra que o valor das emissões de CO_2 por kg de granulado produzido não é constante, revelando instabilidades no processo. Face ao descrito anteriormente, é de vital importância que a monitorização do processo seja melhorada, e que se investiguem soluções que permitam o reaproveitamento dos gases de combustão de forma a evitar uma futura taxação por influência de emissões acima do estipulado.

Como demonstrado anteriormente na Figura 5.13, no melhor dos cenários, ou seja, em condições nominais simuladas através do modelo digital, a percentagem de potência térmica perdida para a atmosfera representa 62.9 % da potência térmica fornecida ao sistema.

Atualmente, existem sistemas de recirculação dos efluentes gasosos, que devidamente aplicados, permitiriam reduzir as emissões de GEE (Gases de Efeito de Estufa), e o consumo de gás natural.

6 Conclusões e Propostas Futuras

A presente dissertação teve como objetivo dar o primeiro passo na direção da digitalização do processo de secagem por atomização para obtenção de granulados de esteatite, nas instalações da *Rauschert Portuguesa, S.A.*

O caminho traçado para efetivar este trabalho passou pelas seguintes etapas:

- Caracterização do processo.
- Levantamento, por intermédio de procedimentos experimentais das variáveis relevantes da barbotina utilizada, e monitorização dos parâmetros processuais.
- Processamento dos dados relativos aos consumos energéticos do processo.
- Elaboração de cálculos termodinâmicos teóricos de transferência de massa e de calor.
- Desenvolvimento de um modelo digital utilizando para o efeito a interface gráfica do Microsoft Excel.
- Análise dos resultados do procedimento experimental e da simulação digital através do modelo programado em Excel.

A determinação dos parâmetros, humidade relativa do ar, temperatura ambiente do ar, densidade aparente dos granulados, e humidade relativa dos granulados, não originou nenhum resultado conclusivo. Do trabalho realizado extraem-se as principais conclusões:

- A eficiência do processo depende largamente do controlo apertado das propriedades da barbotina (e.g, viscosidade e densidade).
- Cerca de 90 % da potência térmica fornecida para a evaporação é consumida na transição de fase da água.
- O rendimento térmico determinado para condições nominais foi de 32.5 %.
- O valor nominal da percentagem da potência dissipada para a atmosfera obtido foi de 62.9 %. Este valor é superior para taxas de evaporação inferiores à nominal.
- O processo na Rauschert revela flutuações consideráveis na sua eficiência.
- O custo médio de gás por processo é relativamente baixo, contudo, o valor das emissões de CO_2 é considerável, e merece portanto o devido estudo com vista a uma diminuição das mesmas.

Inicialmente foi proposta a utilização da metodologia de resposta em superfície para analisar os efeitos combinados dos principais parâmetros processuais nas características do granulado obtido. Esta abordagem revelou-se impraticável nos termos atuais, pelas seguintes razões:

- Esta abordagem implica a variação de parâmetros processuais de forma aliatória, o que não é praticável dado o risco do processo se descontrolar.
- O processo encontra-se equipado com um automatismo que adapta o caudal de ar de secagem ao caudal de gás debitado no queimador, ou seja, cada vez que se variasse a temperatura de entrada, estaria-se também a variar o caudal de ar.
- O processo envolve equipamentos de elevada capacidade e acarreta uma inércia térmica enorme, o que dificulta a estabilização de parâmetros como a temperatura de entrada.

O resultado deste trabalho representa um passo curto, mas fundamental, para proceder à digitalização do processo e para estudar a implementação de sistemas de reaproveitamento dos gases de exaustão, com vista à redução dos custos de operação, e principalmente, da emissão de gases de efeito de estufa. O modelo digital foi desenvolvido para que se pudessem tirar ilações sobre o processo que a instrumentação atual não permitiu. Espera-se que tenha também transmitido o elevado interesse associado à implementação da digitalização do processo.

Numa ótica de investigação e progressão, ficam aqui algumas propostas de possíveis trabalhos futuros a seguir, pela respetiva ordem de implementação:

- Registo computacional das temperaturas de entrada e de saída do processo.
- Instalação de um caudalímetro a jusante do queimador e outro na chaminé, para controlo do caudal de gases de entrada e de saída.
- Instalação de uma balança em contínuo de sólidos para medir a massa de granulado obtido.
- Medição da corrente elétrica da bomba de diafragma para averiguar se existe impacto da viscosidade e da densidade no consumo elétrico da mesma.
- Elaboração de um programa do processo, que faça interagir as bases de dados das propriedades termodinâmicas dos gases envolvidos com as respetivas temperaturas e caudais.
- Implementação de um sistema de recirculação dos gases de exaustão, que permite reduzir o consumo de gás e as emissões de GEE.

Referências Bibliográficas

- [1] C. Anandharamakrishnan, “Handbook of Drying for Dairy Products.” John Wiley & Sons; 2017, pp. 57–94, 2017.
- [2] “Apontamentos de Processos Tecnológicos I,” Aveiro, 1984.
- [3] M. P. P. and A. M. S. R. P. Patel, “Spray drying technology: an overview,” vol. 2, no. 10, pp. 44–47, 2009.
- [4] M. Ribeiro, J. Labrincha, J. Ventura, “Atomização - Influência de algumas das variáveis do processo,” *Kéramica*, Aveiro, pp. 18–28, 1999.
- [5] C. M. dos S. Soares, “ESTUDO DA MICRONIZAÇÃO DE PÓ CERÂMICO ATOMIZADO,” Universidade de Aveiro, 2011.
- [6] “Adelino Duarte da Mota, SA CentroHabitat,” *Adelino Duarte da Mota, SA*. [Online]. Available: <http://www.centrohabitat.net/pt/associado/adelino-duarte-da-mota-sa>.
- [7] K. Masters, *Spray Drying*, 5th ed. Wiley, 1991.
- [8] D. Santos, A. C. Maurício, V. Sencadas, and A. Colette, “Spray Drying An Overview,” 2018.
- [9] S. P. Anandharamakrishnan, C.; Ishwarya, *Spray Drying Techniques for Food Ingredient Encapsulation*. 2015.
- [10] Arun S. Mujumbar, *Handbook of Industrial Drying*. 2014.
- [11] M. Mezhericher, “Drying of Slurries in Spray Dryers,” no. September, 2008.
- [12] K. Cal and K. Sollohub, “Spray Drying Technique. I: Hardware and Process Parameters,” Gdansk, Poland, 2008.
- [13] R. M. Pires, “Simulação Numérica da Atomização de Combustíveis com Interesse para Grandes Motores Diesel Marítimos,” 2013.
- [14] M. Jain, G. Lohare, M. Bari, R. Chavan, S. Barhate, and C. Shah, “Spray Drying in Pharmaceutical Industry: A Review,” *Res. J. Pharm. Dos. Forms Technol.*, vol. 4, no. 2, pp. 74–79, 2012.
- [15] X. D. Chen and K. C. Patel, “Manufacturing Better Quality Food Powders from Spray Drying and Subsequent Treatments,” *Dry. Technol.*, 2008.

- [16] V. S. Birchall, L. Huang, A. S. Mujumdar, and M. L. Passos, "Spray dryers: Modeling and simulation," *Dry. Technol.*, vol. 24, no. 3, pp. 359–371, 2006.
- [17] D. H. Charlesworth and W. R. Marshall Jr., "Evaporation from drops containing dissolved solids," 1960.
- [18] "Spray Dryer Atomization, Spray Drying." 2014.
- [19] D. Dias and F. Oliveira, "Cerâmicos técnicos : materiais que vale a pena conhecer Technical ceramics : materials worth knowing," *Gestão e Tecnol.*, pp. 22–26, 2018.
- [20] F. A. C. Oliveiraa, A. Ferreira, J. R. Domingues, J. C. Fernandes, and D. Dias, "The role of talc in preparing steatite slurries suitable for spray-drying," *Int. J. Mater. Res.*, vol. 101, no. 10, pp. 1272–1280, 2010.
- [21] "General Talc Information." [Online]. Available: <http://webmineral.com/data/Talc.shtml#.XtN5Gjko-00>.
- [22] C. G. Bergeron and S. H. Risbud, *Introduction to Phase Equilibria in Ceramics*. Westerville, Ohio: The American Ceramic Society, 1984.
- [23] A. Isabel and T. De Araújo, "Caracterização de uma Alumina Comercial Engenharia de Materiais Júri," 2016.
- [24] H. L. Reboredo, "Aderência das Matérias-primas Cerâmicas aos moldes de prensagem," Universidade Técnica de Lisboa - Instituto Superior Técnico, 2013.
- [25] M. Bengisu, *Engineering Ceramics*. Springer, 2001.
- [26] J. G. Speight, "Natural gas: A basic handbook," *Nat. Gas A Basic Handb.*, pp. 1–462, 2018.
- [27] "What is 'natural' gas?," *Oil and Gas Journal*, 2011. .
- [28] Portgas, "Gás Natural de Referência." [Online]. Available: <https://www.portgas.pt/index.php?id=486>.
- [29] S. McAllister, J.-Y. Chen, and A. C. Fernandez-Pello, *Fundamentals of Combustion Processes*. 2011.
- [30] Engineering ToolBox, "STP - Standard Temperature and Pressure & NTP - Normal Temperature and Pressure," *Engineering ToolBox*. 2004.
- [31] "Carbon Dioxide Gas - Specific Heat." pp. 1–6, 2018.
- [32] "Water Vapor - Specific Heat," *Engineering ToolBox*. pp. 1–7, 2005.
- [33] "Nitrogen - Specific Heat," *Engineering ToolBox*. pp. 1–5, 2005.
- [34] Cambridge University, "Appendix E : Ideal Gas Properties of Air," vol. 29, no. 3. 2000.
- [35] Engineering Toolbox, "Fluids - Latent Heat of Evaporation," *Engineering ToolBox*. 2003.
- [36] R. A. Robie and J. W. Stout, "Heat Capacity and Entropy of Talc and Tremolite," *J. Phys. Chem.*, pp. 2252–2256, 1963.
- [37] Engineering Toolbox, "Water - Specific Heat," *Engineering Toolbox*. 2004.
- [38] A. Dunster, "Mineral wool insulation." p. 19, 2007.
- [39] Engineering Toolbox, "Carbon dioxide - Density and Specific Weight," *Engineering Toolbox*. 2018.
- [40] Engineering Toolbox, "Dry Air and Water Vapor - Density and Specific Volume -

- Imperial Units.” 2010.
- [41] N. Shilton, “Dry Air Properties,” *Encyclopedia of Agricultural, Food, and Biological Engineering*. pp. 215–218, 2003.
 - [42] “Nitrogen - Density and Specific Weight.” .
 - [43] Katriona Scoffin, “Viscometers: The Science of Measuring Fluid Flow | Labcompare.com,” *Labcompare*. 2013.
 - [44] R. V Series, H. A. Series, and H. B. Series, “Brookfield Ametek Spindles,” vol. 1, no. 61, pp. 33–37, 2008.
 - [45] saint clair SYSTEMS, “6 Different Types of Viscometers & How they work.” [Online]. Available: <https://blog.viscosity.com/blog/6-different-types-of-viscometers-how-they-work>.
 - [46] “DVE Viscometer TM,” p. 9001, 2008.
 - [47] “PORDATA - Preços do gás natural para utilizadores industriais (Euro).” 2019.
 - [48] Galp, “Eletricidade e Gás Natural da Galp,” *Galp*. .

